

UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID
FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS



TESIS DOCTORAL

**Estudio sobre la optimación de sistemas de extracción
líquido-líquido**

MEMORIA PARA OPTAR AL GRADO DE DOCTOR
PRESENTADA POR

Juan Antonio Trilleros Villaverde

Madrid, 2015

1 567.81
TRI
UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID

FACULTAD DE CIENCIAS

BIBLIOTECA UCM



5300128837

Serie A - n.º 218

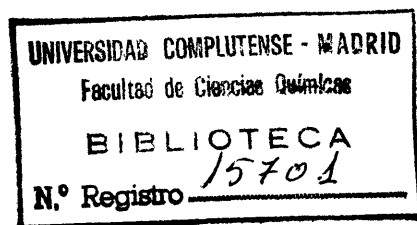
SECCION DE QUIMICAS

**ESTUDIO SOBRE LA OPTIMACION
DE SISTEMAS DE EXTRACCION
LIQUIDO-LIQUIDO**

TESIS DOCTORAL

por

JUAN ANTONIO TRILLEROS VILLAVERDE



**Publicaciones de la Facultad de Ciencias
MADRID, 1974**

ISBN-84-600-6374-7

Depósito Legal: M. . 33919-1974

Impreso por el Servicio de Publicaciones de la Facultad de Ciencias
Universidad Complutense de Madrid

A MIS PADRES

El presente trabajo se ha desarrollado en los laboratorios de la Planta Piloto del Departamento de Química Técnica, de la Facultad de Ciencias de la Universidad Complutense, bajo la dirección del Prof. Dr. D. José Luis Otero de la Gándara, a quien deseo testificar, desde estas páginas, mi agradecimiento por su ayuda, interés y magisterio. Así mismo, quiero poner de manifiesto el apoyo y dedicación que han prestado en la realización de esta investigación, todos los compañeros de trabajo.

Mi agradecimiento lo extiendo, al Ministerio de Educación y Ciencia, por la ayuda económica recibida, durante este periodo de tiempo, del "Plan de Formación de Personal Investigador"; y al Departamento de Metalurgia de la Universidad Complutense, en donde he desarrollado mi labor docente.

Deseo también hacer constar, el interés y esmero que ha puesto el Servicio de Publicaciones de la Facultad, para hacer posible la aparición de esta Memoria.

INDICE

	<u>Página</u>
I. INTRODUCCION	11
II. VARIANTES DE PROCESO EN LA EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO	13
II.1. DIAGRAMAS DE FLUJO	13
II.1.1. Procesos de extracción-reextracción	15
II.1.2. Proceso de extracción dual	15
II.1.3. Proceso dual-extracción-reextracción	17
II.1.4. Proceso extracción-reextracción-dual	17
II.1.5. Proceso dual reextracción	20
II.2. METODO DE CALCULO	22
II.2.1. Cálculo en extracción-reextracción	24
II.2.2. Cálculo en extracción dual	24
II.2.3. Cálculo en dual-extracción-reextracción	26
II.2.4. Cálculo en extracción-reextracción-dual	28
II.2.5. Cálculo en extracción dual y reextracción	29
II.3. PROGRAMA DE CALCULO	31
II.4. CONDICIONES DE PROCESO	37
II.4.1. Extracción-reextracción	38
II.4.2. Dual	38
II.4.3. Dual-extracción-reextracción	39
II.4.4. Extracción-reextracción-dual	40
II.4.5. Dual-reextracción	41
II.5. ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS PROCESOS	42
II.5.1. Extracción-reextracción	45
II.5.2. Extracción-dual	46
II.5.3. Dual-reextracción	47
II.5.4. Dual-extracción-reextracción	48
II.5.5. Extracción-reextracción-dual	49

	<u>Página</u>
III. LA ETAPA DE SEPARACION EN LA EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO ...	52
III.1. INTRODUCCION	52
III.2. EL SISTEMA DE EXTRACCION	57
III.3. EFICACIA EN LA OPERACION DE EXTRACCION	59
III.3.1. Extracción por cargas	62
III.3.2. Extracción continua, flujo de mezcla	74
III.3.2.a. Flujo de mezcla sin recirculación de fase	79
III.3.2.b. Flujo de mezcla con recirculación de fase	82
III.3.3. Extracción continua. Variantes intermedias de flujo	86
III.3.3.a. Flujo helicoidal simple	87
III.3.3.b. Flujo helicoidal con mezcla	92
III.4. LA OPERACION DE REEXTRACCION	96
III.5. TAMAÑO DE LOS APARATOS	99
III.6. TIEMPOS DE RESIDENCIA	100
III.7. SEPARACION DE FASES	100
III.8. ESTIMACION DEL NUMERO DE ETAPAS REALES	101
IV. OPTIMACION DE MEZCLA Y SEPARACION DE FASES	103
IV.1. INTRODUCCION	103
IV.2. CARACTERISTICAS DE LOS EQUIPOS DE EXTRACCION	108
IV.3. BASES DE CALCULO DE LAS INSTALACIONES	110
IV.3.1. Bases de diseño	111
IV.3.2. Dimensiones de los equipos	112
IV.3.3. Materiales de construcción	116
IV.4. BASES PARA LA ESTIMACION ECONOMICA	117
IV.4.1. Mezcladores sedimentadores	117
IV.4.2. Mezcladores de flujo helicoidal	118
IV.5. LA ESTIMACION ECONOMICA	119
IV.6. OPTIMACION DE MEZCLA	120
V. DISCUSION DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES	126
V.1. RESUMEN GENERAL	126
V.2. DISCUSION DE RESULTADOS	128
V.2.1. Diagramas de flujo en extracción	129

	<u>Página</u>
V.2.2. Resultados experimentales en extracción	135
V.2.3. Optimación de mezcla en extracción	140
V.3. CONCLUSIONES FINALES	143
VI. APENDICE	146
VI.1. ESTUDIO DE LA QUIMICA DEL CINC	146
VI.2. DIAGRAMAS DE EQUILIBRIO	150
VI.3. ELECCION Y RECUPERACION DEL AGENTE DE EXTRACCION	159
VI.4. EQUIPOS EMPLEADOS	170
VI.5. METODO DE TRABAJO	180
VI.6. CALIBRADO DE LAS BOMBAS	184
VI.7. METODO ANALITICO	184
TABLAS	191
NOTACION	247
BIBLIOGRAFIA	251

I. INTRODUCCION

En el gran número de variantes de equipos en los que las Industrias Químicas, se efectúa el contacto entre fases para conseguir una transferencia de materia, se pone de manifiesto el ingenio con el que se ha abordado un diseño y al mismo tiempo se confirma la complejidad de los mismos. Es difícil, por no decir imposible, establecer un cuerpo de doctrina que permita tratar teóricamente todas las variantes de diseño, y esta dificultad también puede presentarse en grupos análogos y aún en una sola variante. Esta última circunstancia justifica claramente la posibilidad de que con un ingenio fértil se pueden introducir aún nuevas variantes, y además que en general se pueda intentar mejorar los sistemas existentes.

Los sistemas mecánicos para efectuar la extracción líquido-líquido, en su versión de mezclado de fases y sedimentación, pueden ser un ejemplo dentro del campo amplio considerado. El contacto entre fases mediante un sistema que actúa o no simultáneamente como mezclador y como sistema de bombeo, ha dado origen a diferentes tipos de celdas de mezcla, y el sedimentador también ha sido considerado desde diferentes puntos de vista para mejorar el tiempo de separación de fases, así como para conseguir la recirculación de una de ellas a mezcla cuando convenga.

La interacción de la forma e intensidad con la que se efectúa el contacto de las fases en relación con el tiempo que éstas precisan posteriormente para separarse, es otro problema dentro del conjunto mezclador-sedimentador que condiciona la transferencia de materia a la mezcla de fases conseguida. También está el consumo de energía

para efectuarla, y por último el tiempo necesario para la separación de las fases y el problema importante de retención por la fase acuosa de pequeñas gotas de agente de extracción, que son causantes de las pérdidas de éste, aspecto de gran interés en general en el costo de la operación, dado el precio de los agentes de extracción usuales.

La importancia que la extracción líquido-líquido ha adquirido como etapa, si no obligada, sí de gran interés para ser considerada como posible en un diagrama de flujo en Hidrometalurgia; ha hecho que se plantease, como tema de trabajo para la presente Tesis Doctoral, la posible mejora de los diseños de mezcladores-sedimentadores existentes y para ello se consideró como dirección posible a conocer, a escala de laboratorio, la velocidad de transferencia entre fases, en sistemas de mezcla estáticos, y comparar ésta con la que se obtendrá en un sistema fuertemente agitado en la forma convencional. Los resultados obtenidos permiten pensar justificadamente en la posibilidad de un diseño de etapa basado en la utilización de bombas convencionales para obtener el flujo de fase, un mezclador estático para conseguir la transferencia de materia y un sistema helicoidal en serie para favorecer la separación de fases y de esta forma disminuir el tamaño del sedimentador.

Para evaluar la importancia de esta modificación de diseño, se ha tratado el problema desde un punto de vista económico, lo que ha permitido establecer zonas de operación en las que el sistema puede ser de interés, operando con eficacias de etapas inferiores al cien por cien.

Junto a este problema, se ha considerado también, las posibilidades desde un punto de vista teórico, que se pueden desprender de diferentes diagramas de flujo. Estas posibilidades se han abordado mediante el oportuno programa de cálculo y las isoterms de equilibrio obtenidas. La resolución se consideró de interés, ya que junto al circuito convencional "extracción-reextracción", se estudiaron otras variantes que no han sido tratadas en la bibliografía y en las que se superpone el sistema de extracción en operación dual.

II. VARIANTES DE PROCESO EN LA EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO

En una operación de extracción líquido-líquido de soluciones fértiles, se trata de conseguir simultáneamente a la recuperación de metal que interesa, una purificación parcial del mismo y un aumento de su concentración que permita efectuar en mejores condiciones, en cuanto a coste, las operaciones y procesos posteriores necesarios en el beneficio final del elemento de interés.

La posibilidad de la realización de una operación de extracción líquido-líquido, es función del estudio y análisis de los puntos siguientes:

- 1.- Descripción de los diagramas de flujo del proceso.
- 2.- Elección de los métodos y programas de cálculo necesarios para la estimación de las etapas del proceso.
- 3.- Fijación de las condiciones de la operación.
- 4.- Presentación de los resultados obtenidos de los diferentes procesos propuestos.

En los dos primeros apartados, se establecen las líneas de planteamiento general de un proceso de extracción líquido-líquido de múltiples etapas en operación continua y de corrientes de fases cruzadas. En los dos últimos apartados, se presentan los supuestos iniciales y los resultados finales que se obtienen para el caso de la concentración de soluciones fértiles empleando las operaciones de extracción en fase líquida.

II.1. DIAGRAMAS DE FLUJO

En la concentración de una solución por medio de una extracción con disolventes orgánicos se distinguen dos zonas, en las que la transferencia de materia en el elemento de interés presenta sentidos opuestos. En

la primera, se efectúa el paso del metal de la solución fértil a la orgánica, para lo cual la fase acuosa u orgánica deben estar acondicionadas con objeto de que el reparto esté favorecido a la fase orgánica. En esta zona se produce un agotamiento de la solución fértil de que se parte. En la segunda, la fase orgánica procedente de la anterior se trata con una solución acuosa tal que el reparto del elemento metálico esté favorecido a dicha fase. En esta zona se produce un agotamiento en el elemento de interés de la solución orgánica, consiguiéndose de esta suerte, una solución del elemento metálico en fase acuosa más concentrado que el de partida.

Los diagramas de flujo que se proponen y que cumplen las condiciones descritas son cinco, de los cuales, dos son sencillos y que corresponden a los procesos de "extracción-reextracción" y "extracción en operación dual". Los tres restantes son combinaciones de los dos primeros y corresponden a los procesos denominados de "dual-extracción-reextracción" -(DUER)-, "extracción-reextracción dual" -(ERDU) - y "dual reextracción", -(DUREX)-.

Las características más sobresalientes entre los diagramas de flujo sencillos y dobles son las siguientes. Para los primeros se trabaja con un único circuito cerrado de la fase orgánica; el enriquecimiento y el agotamiento de las fases acuosas se realiza en una sola operación.

Por el contrario, en los diagramas de flujo dobles, se debe trabajar con dos circuitos cerrados de la fase orgánica, pero la transferencia de metal entre las fases tiene lugar en dos operaciones con las siguientes diferencias entre ellos. En el proceso (DUER), el agotamiento de la solución fértil se hace por medio de dos operaciones, obteniéndose en los productos finales de las fases acuosas corrientes únicas. En el proceso (ERDU), el agotamiento de la solución fértil se hace en una operación, obteniéndose dos corrientes de operaciones diferentes de los productos de cola. Por último, en el proceso (DUREX), el agotamiento de la solución fértil tiene lugar en una operación y los productos finales se recogen en corrientes únicas, más el agotamiento de la solución orgánica se realiza en operaciones diferentes.

A continuación se describen por separado cada uno de los diagramas de flujo que se proponen acompañados de unas representaciones cartesianas, en las que aparecen las relaciones de equilibrio por funciones li-

neales, así como las rectas de operación de cada operación y el número de etapas teóricas que aparecen, siguiendo la construcción de Mc-Cabe-Thiele, totalmente arbitraria, todo lo cual servirá de ayuda en la exposición que se hace en las páginas siguientes.

II.1.1. Proceso de extracción-reextracción

El proceso de extracción-reextracción presenta un diagrama de flujo sencillo con un solo ciclo cerrado de circulación de la fase orgánica e integrado por dos operaciones, una de extracción y la otra de reextracción.

En la primera el reparto está favorecido a la fase orgánica, por lo que se producirá un agotamiento de la solución fértil de entrada y un enriquecimiento de la cantidad de metal transferido en la fase orgánica. En la segunda operación el sentido del reparto se invierte, por lo que una nueva solución de fase acuosa se enriquece a costa del agotamiento en el elemento de interés de la fase orgánica. Las dos líneas de circulación de las fases acuosas son independientes y deben acondicionarse para que los repartos de metal entre las fases tenga lugar como se ha expuesto.

En la Figura 2-1, se presentan un diagrama de bloques de flujo y un diagrama cartesiano de evolución de las concentraciones para un caso integrado por dos etapas en cada operación, según la construcción de Mc-Cabe-Thiele.

II.1.2. Proceso de extracción dual

El proceso de extracción dual, presenta un diagrama de flujo sencillo con un solo ciclo cerrado de circulación de la fase orgánica y una única línea de desplazamiento de la fase acuosa. Todo ello se integra en dos operaciones que se denominarán de enriquecimiento y agotamiento, atendiendo a la evolución de la concentración del elemento de interés en la fase acuosa.

En la primera, la concentración de soluto en la fase orgánica es elevado y el reparto debe estar favorecido a la fase acuosa, de aquí que se concentre esta última teniendo lugar un agotamiento en la fase orgánica. En la segunda operación el sentido del reparto se cambia,

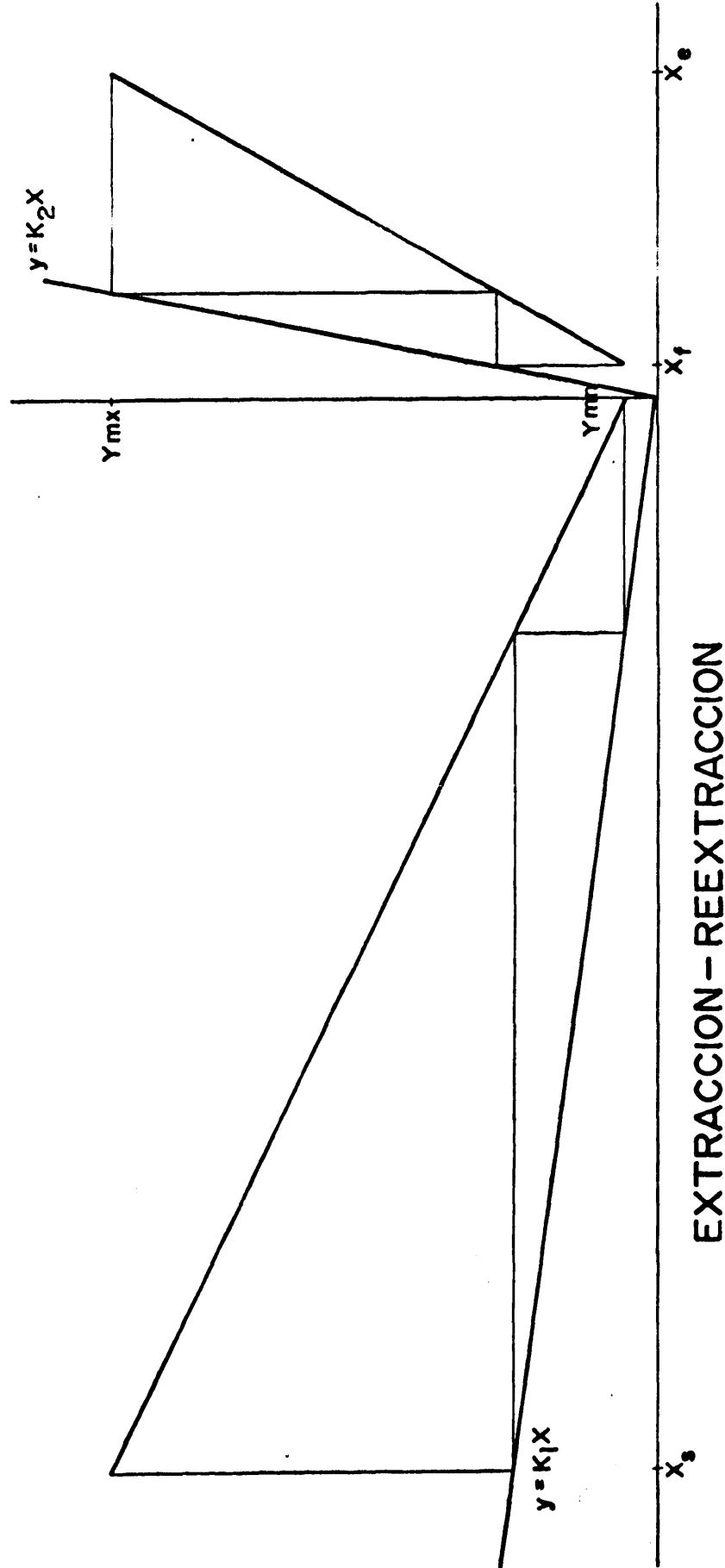
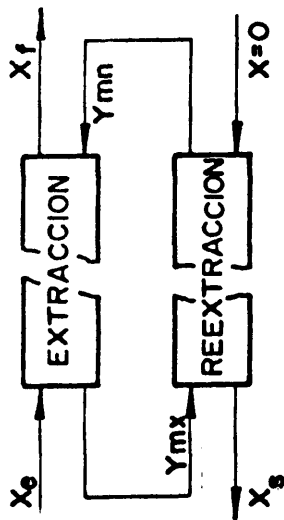


Fig. 2-1

por lo que la parte de la solución acuosa que permanece en proceso se agota, concentrándose la fase orgánica hasta el valor de entrada de la primera operación. La línea de circulación de fase acuosa es única, una vez realizada la operación de enriquecimiento, una parte sale del proceso como solución concentrada y la restante se acondiciona para que el reparto tenga lugar hacia la fase orgánica.

En la Figura 2-2, se presentan un diagrama de bloques de flujo y un diagrama cartesiano de evolución de las concentraciones para un caso formado por dos etapas en enriquecimiento y agotamiento.

II.1.3. Proceso dual-extracción-reextracción

El proceso DUER, presenta un diagrama de flujo doble con dos ciclos cerrados de circulación de la fase orgánica, pertenecientes a los procesos sencillos dual y extracción-reextracción. Todo esto queda integrado en cuatro operaciones, de las cuales dos son de enriquecimiento, tomando como base de referencia la concentración en el elemento de interés en la fase acuosa, corresponde a las denominadas de -reextracción y dual enriquecimiento-. Las operaciones de agotamiento son, por tanto, extracción y dual agotamiento.

Al contrario de lo que sucede en los procesos sencillos, la solución fértil sufre en primer lugar un aumento de la concentración en metal en la operación -dual enriquecimiento- a cuya salida esta línea de corriente se bifurca para agotarse en las operaciones -dual agotamiento y extracción-, obteniéndose tan sólo una sola línea de solución acuosa agotada, ya que la que sale de extracción debe acondicionarse para que el reparto esté favorecido de la fase orgánica a la acuosa en la operación de reextracción y obtener de esta forma una solución concentrada de metal en la fase acuosa.

En la Figura 2-3, se presenta un diagrama de bloques de flujo y un diagrama cartesiano de evolución de las concentraciones para un caso integrado por cuatro etapas por proceso sencillo.

II.1.4. Proceso extracción-reextracción-dual

El proceso ERDU, presenta un diagrama de flujo doble con dos ciclos cerrados de circulación de la fase orgánica pertenecientes a los proce

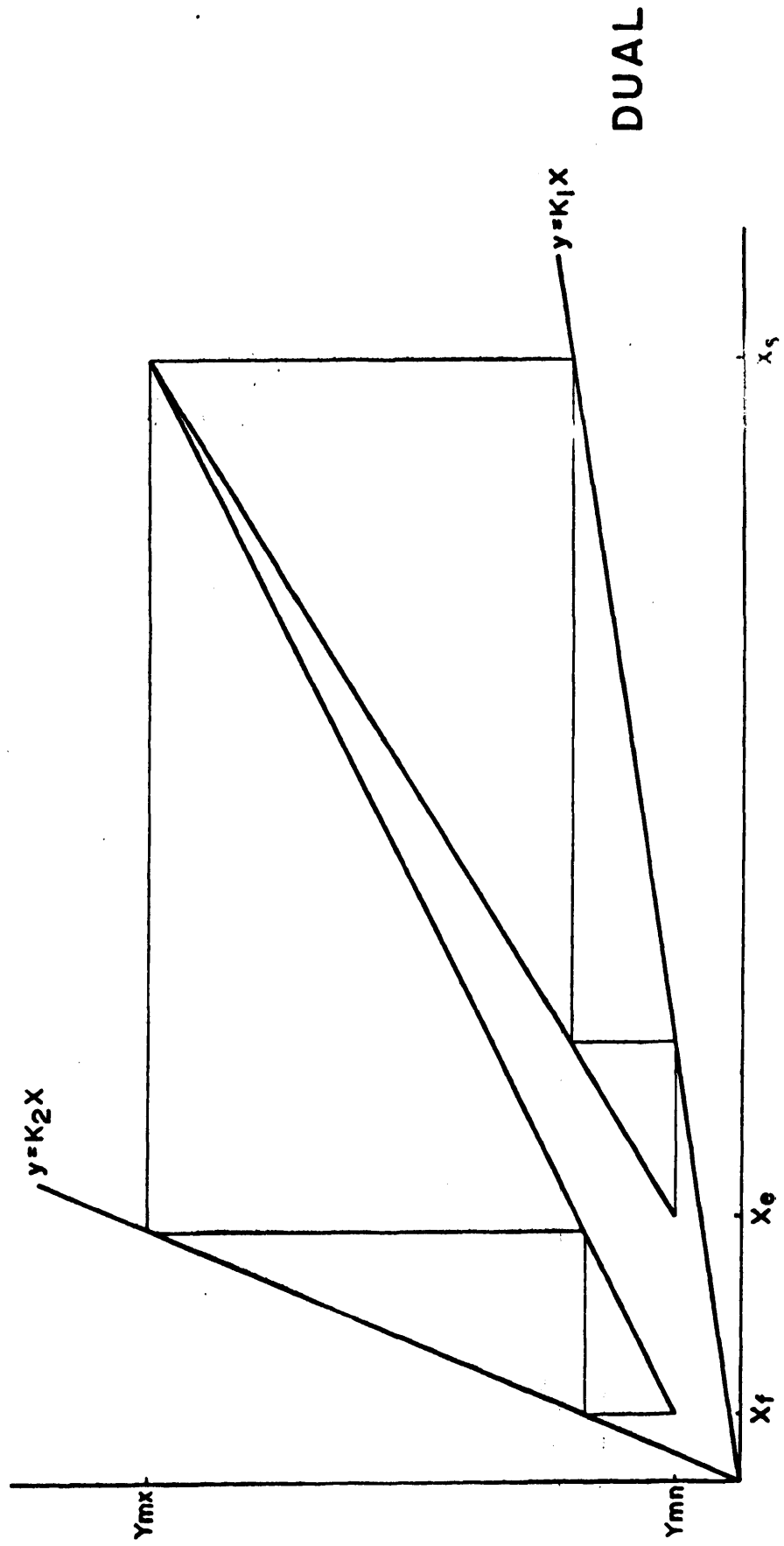
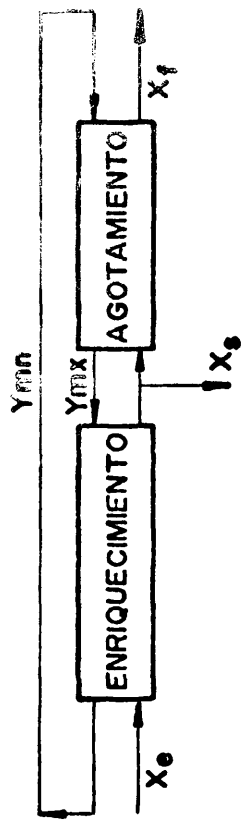


Fig. 2-2

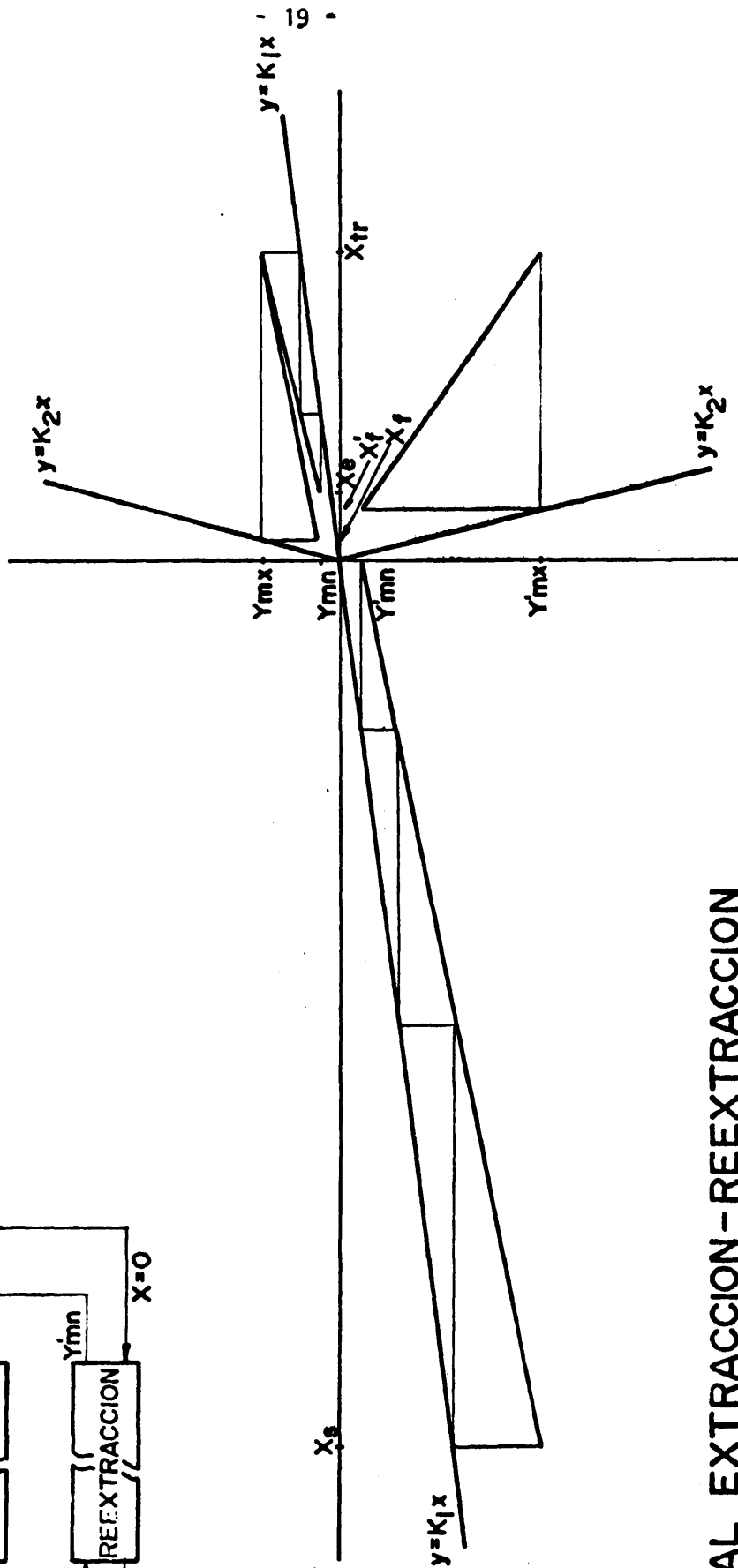


Fig. 2-3

dos sencillos de extracción-reextracción y dual. Todo ello queda agrupado en cuatro operaciones, de las que dos son de enriquecimiento de la fase acuosa y que se corresponden con las de -reextracción y dual enriquecimiento-; las otras dos operaciones restantes son de enriquecimiento de la fase orgánica.

El recorrido que se sigue en la obtención final de la solución concentrada es el siguiente. La solución fértil acondicionada se agota en una sola operación, la de extracción, mientras que son necesarias dos operaciones para poder obtener una solución concentrada a partir de la solución acuosa preparada para que el reparto del soluto revierta en ella por medio de las operaciones de reextracción y dual-enriquecimiento. A la salida de esta última parte de la solución acuosa concentrada se agota en la operación de dual-agotamiento.

En este proceso se pueden distinguir, pues, tres puntos de salida, dos de los cuales corresponden a las soluciones estériles de metal en la fase acuosa, la tercera pertenece a la fase acuosa concentrada.

En la Figura 2-4 se presenta el diagrama de flujo y el cartesiano de este proceso.

II.1.5. Proceso dual reextracción

El proceso DUREX, es el resultado de añadir la operación de reextracción al proceso sencillo de extracción dual. Al igual que los otros dos procesos dobles, presenta un doble circuito de circulación de la fase orgánica, mas es notorio resaltar que en este caso, ambos circuitos se comunican entre sí, cosa que no ocurría en los casos propuestos hasta ahora. Este hecho se debe a que en la operación de extracción dual el nudo de bifurcación tiene lugar sobre la fase orgánica y no en la fase acuosa, tal como se ha descrito en los casos anteriores.

El agotamiento de la solución fértil se realiza en el proceso de extracción dual, con la particularidad de que en la operación de enriquecimiento aumenta la concentración de metal en la fase acuosa disminuyendo fuertemente en la de agotamiento. La obtención de la corriente de solución acuosa concentrada se realiza en la operación de reextracción.

En este proceso solamente hay dos puntos de salida de la fase acuosa.

EXTRACCION - REEXTRACCION DUAL

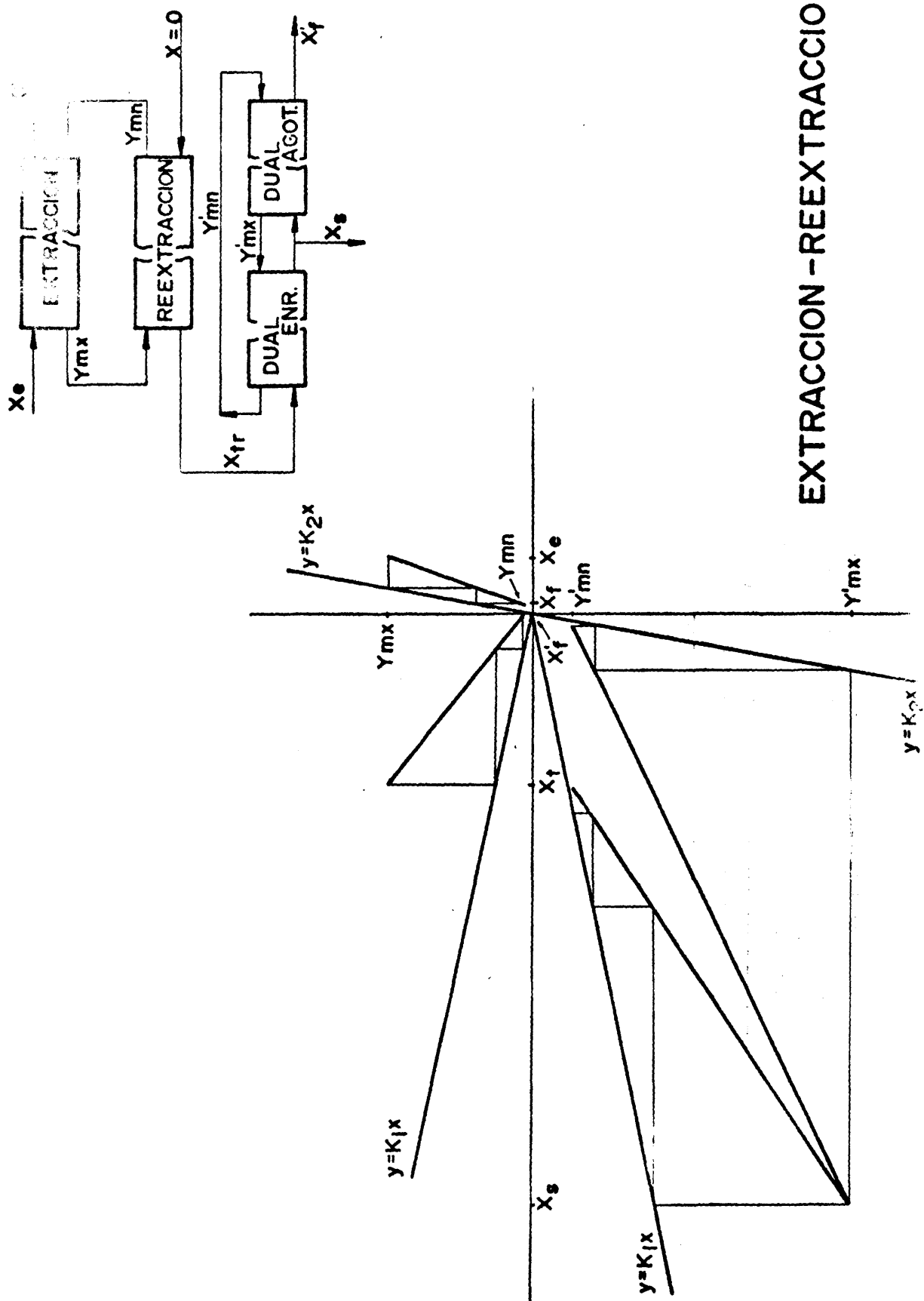


Fig 2 - 4

sa y que corresponden a la solución de los estériles y del concentrado. En la Figura 2-5 se presentan el diagrama de bloques de flujo y el cartesiano de este proceso.

II.2. METODO DE CALCULO

En todos los diagramas de flujo propuestos se trabaja en régimen isotérmico, es por tanto, el balance de materia quien relaciona todas las variables que intervienen en los procesos, donde tiene lugar una mezcla entre una fase acuosa y una fase orgánica, de cuyo resultado se produce una transferencia de materia del elemento de interés.

Si se denominan a:

L = Flujo volumétrico de la fase acuosa

V = Flujo volumétrico de la fase orgánica

x_e = Concentración inicial de metal en la fase acuosa

x_g = Concentración final de metal en la fase acuosa

y_e = Concentración inicial de metal en la fase orgánica

y_g = Concentración final de metal en la fase orgánica

el balance de materia de la operación es:

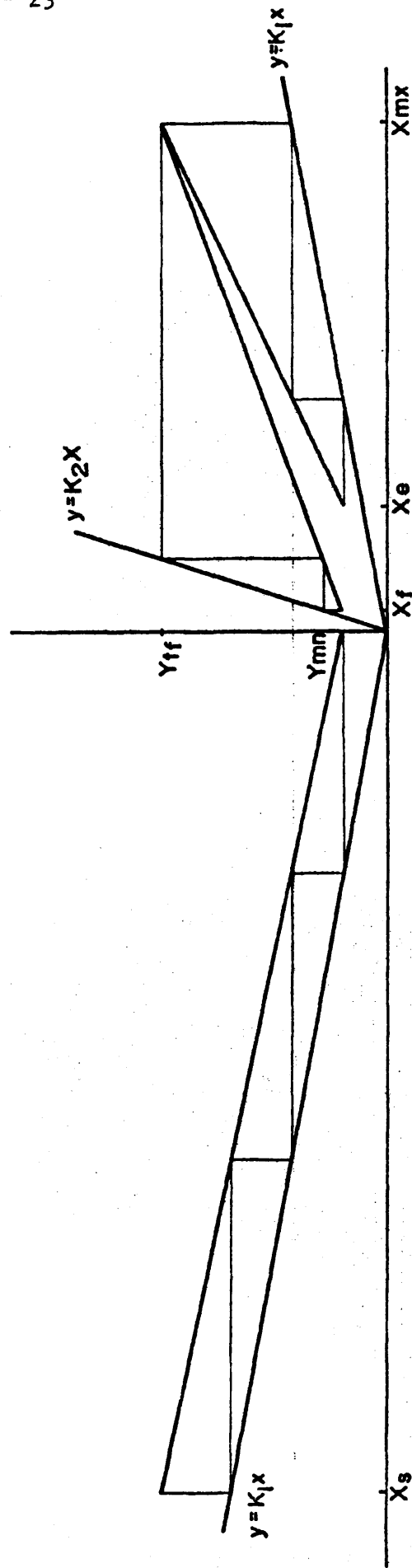
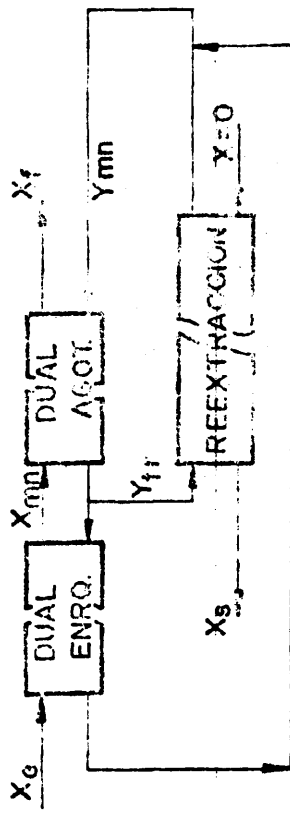
$$L(x_e - x_g) = V(y_g - y_e) \quad (2-1)$$

Si se representa en el plano cartesiano en ordenadas las concentraciones de metal en la fase orgánica y en abscisas las concentraciones de metal en la fase acuosa, la ecuación (2-1) nos fija la recta de operación cuyos polos tendrán las coordenadas (y_g, x_e) e (y_e, x_g) . La pendiente de esta recta nos la da la relación de caudales (L/V) .

El rendimiento de cada operación vendrá definido entre la cantidad de elemento que se transfiere y la que hay en la operación. Si se refiere a la fase acuosa, el rendimiento viene definido por

$$\eta = \frac{L(x_e - x_g)}{L x_e} = 1 - \frac{x_g}{x_e} \quad (2-2)$$

El cálculo del número de etapas que se necesitan por operación se realizará empleando el método de Mc-Cabe-Thiele trazando los escalones entre la función de equilibrio y la recta de operación.



DUAL - REEXTRACCION

Fig. 2 - 5

II.2.1. Cálculo en extracción-reextracción

En el proceso de extracción-reextracción, se entra a la operación de extracción con un caudal de fase acuosa (L_e), de concentración (x_e) y el mismo caudal sale agotado a una concentración (x_f). La fase orgánica con un caudal (V), varía su concentración desde ($y_{m.n}$) hasta ($y_{m.x}$), siendo esta última mayor que la primera. En la operación de reextracción se trabaja con un caudal de fase acuosa (L_s) de concentración (x) y el mismo caudal sale enriquecido a una concentración (x_s).

Las variables a determinar una vez fijado el rendimiento de la operación son:

- 1.- Concentración de la fase acuosa de agotamiento

$$x_f = x_e(1 - \eta) \quad (2-3)$$

- 2.- Las pendientes de las rectas de operación son

En extracción: L_e/V

En reextracción: L_s/V

- 3.- El caudal de la fase orgánica se estima estableciéndose el balance de materia en extracción

$$V = L_e \frac{x_e - x_f}{y_{mx} - y_{mn}} \quad (2-4)$$

- 4.- El caudal de la fase acuosa de reextracción se deduce del balance de materia en reextracción

$$L_s = V \frac{y_{mx} - y_{mn}}{x_s} \quad (2-5)$$

- 5.- El número de etapas de cada operación se calcula a partir de las rectas de operación y las funciones de equilibrio en cada caso.

II.2.2. Cálculo en extracción dual

En este proceso se entra con una fase acuosa cuyo caudal es (L_e) a una concentración (x_e), se enriquece hasta un valor (x_s), se separa

una cantidad con un valor del caudal (L_s) y el resto se agota hasta una concentración (x_f). El caudal de fase orgánica es (V) y la concentración de metal oscila entre ($y_{m,x}$) e ($y_{m,n}$), siendo esta última menor que la primera.

El rendimiento de la operación es

$$\eta = \frac{L_e x_e - (L_e - L_s)x_f}{L_e x_e} = 1 - \left[1 - \frac{L_s}{L_e} \right] \frac{x_f}{x_e} \quad (2-6)$$

Las variables a determinar de la operación son:

1.- La concentración de la fase acuosa de agotamiento se deduce a partir de la relación (2.6)

$$x_f = x_e \frac{1 - \eta}{1 - (L_s/L_e)} \quad (2-7)$$

En esta ecuación se desconocen los valores de (L_s) y (L_e).

2.- Las pendientes de las rectas de operación son:

En enriquecimiento: L_e/V

En agotamiento: $(L_e - L_s)/V$

3.- El caudal de fase orgánica se obtiene estableciendo el balance de materia en enriquecimiento

$$V = L_e \frac{x_s - x_e}{y_{mx} - y_{mn}} \quad (2-8)$$

4.- El caudal de la fase acuosa concentrada se deduce estableciendo el balance de materia en agotamiento

$$L_s = L_e - V \frac{y_{mx} - y_{mn}}{x_s - x_f} \quad (2-9)$$

5.- El número de etapas de cada operación se calcula a partir de las rectas de operación y las funciones de equilibrio en cada caso.

Despejando (L_e) de la ecuación (2-8) y sustituyendo conjuntamente con el valor de (L_s) de la ecuación (2-9) en la (2-7), fácilmente se

llega

$$x_f = \frac{x_e \cdot x_s (1 - \eta)}{x_s - x_e \eta} \quad (2-10)$$

Ecuación en la que (x_f) está en función de las variables de partida y que se empleará en vez de la ecuación (2-7).

II.2.3. Cálculos en dual-extracción reextracción

En este proceso la fase acuosa entra en extracción dual con un caudal (L_2) a una concentración (x_e), se enriquece hasta (x_{tr}), se separa una cantidad con un valor del caudal (L_{tr}) y el resto se agota hasta una concentración (x_f). El caudal de fase orgánica es (V_d) y su concentración varía entre ($y_{m,n}$) e ($y_{m,x}$), siendo el primer valor inferior al segundo.

La fase acuosa que se transfiere de caudal (L_{tr}) y de concentración (x_{tr}), entra en extracción agotándose hasta un valor de (x'_f). La fase acuosa que entra en reextracción de caudal (L_3) y de concentración (x), se concentra hasta un valor de la concentración de (x_s). El caudal de la fase orgánica de este segundo circuito, tiene un caudal (V_{ex}) y su concentración varía entre (y'_{mx}) e (y'_{mn}) siendo esta última menor que la primera.

Las variables a determinar del proceso, se deducen fácilmente teniendo en cuenta las deducidas en los dos últimos apartados, siendo las siguientes:

1.- Concentraciones de agotamiento de las fases acuosas.

En extracción dual:

$$x_f = \frac{x_e x_{tr} (1 - \eta_d)}{x_{tr} - x_e \eta_d} \quad (2-11)$$

siendo (η_d), el rendimiento del proceso en extracción dual.

En extracción-reextracción:

$$x'_f = x_{tr} (1 - \eta_e) \quad (2-12)$$

siendo (η_e), el rendimiento del proceso de extracción-reextracción.

2.- Las pendientes de las rectas de operación son:

$$\begin{array}{ll} \text{Dual enriquecimiento:} & L_e/V_d \\ \text{Dual agotamiento:} & (L_e - L_{tr})/V_d \\ \text{Extracción:} & L_{tr}/V_{ex} \\ \text{Reextracción:} & L_s/V_{ex} \end{array}$$

3.- El caudal de fase orgánica en extracción dual se calcula estableciéndose el balance de materia

$$V_d = L_e \frac{x_{tr} - x_e}{y_{mx} - y_{mn}} \quad (2-13)$$

4.- El caudal de fase acuosa transferido de la zona de extracción dual a extracción-reextracción, se obtiene realizando un balance de materia en la operación de dual agotamiento.

$$L_{tr} = L_e - V_d \frac{y_{mx} - y_{mn}}{x_{tr} - x_f} \quad (2-14)$$

5.- El caudal de la fase orgánica en extracción-reextracción se deduce estableciendo el balance de materia.

$$V_{ex} = L_{tr} \frac{x_{tr} - x'_f}{y'_{mx} - y'_{mn}} \quad (2-15)$$

6.- El caudal de la fase acuosa concentrada de salida se calcula estableciéndose un balance de materia en la operación de reextracción.

$$L_s = V_{ex} \frac{y'_{mx} - y'_{mn}}{x_s} \quad (2-16)$$

7.- El número de etapas de cada operación se calcula a partir de las rectas de operación y las funciones de equilibrio en cada caso.

II.2.4. Cálculo en extracción-reextracción-dual

En este proceso la fase acuosa entra en extracción-reextracción con un caudal (L_e) a una concentración (x_e) y se agota en extracción hasta un valor igual a (x_f). En reextracción la fase acuosa entra con un caudal (L_{tr}) a una concentración (x) y se concentra parcialmente hasta (x_{tr}). La concentración final de esta fase tiene lugar en la operación de dual enriquecimiento hasta un valor de salida (x_s). En este punto la línea de solución acuosa se bifurca en una parte como línea de corriente final de proceso y en otra pasa a la operación de dual agotamiento para recuperar el elemento de interés con un gasto (L_s) siendo la concentración de metal en los estériles de (x_f').

El caudal de fase orgánica en el circuito de extracción-reextracción es (V_{ex}) y la concentración varía desde (y_{mx}) a (y_{mn}) siendo esta última mayor que la primera. En el circuito de extracción dual el caudal de fase orgánica es (V_d) y la concentración varía desde (y_{mx}') a (y_{mn}'), siendo esta última menor que la primera.

Las variables que hay que determinar en este proceso se deducen fácilmente siguiendo las líneas trazadas en los apartados anteriores.

1.- Concentraciones de agotamiento en las fases acuosas.

En extracción-reextracción:

$$x_f = x_e(1 - \eta_e) \quad (2-17)$$

siendo (η_e) el rendimiento del proceso de extracción-reextracción.

En extracción dual:

$$x_f' = \frac{x_{tr} \cdot x_s (1 - \eta_d)}{x_s - x_{tr} \eta_d} \quad (2-18)$$

siendo (η_d) el rendimiento del proceso de extracción-dual.

2.- Las pendientes de las rectas de operación son:

Extracción:	L_e/V_{ex}
Reextracción:	L_{tr}/V_{ex}
Dual enriquecimiento:	L_{tr}/V_d
Dual agotamiento:	$(L_{tr}-L_s)/V_d$

3.- El caudal de fase orgánica en extracción-reextracción se tiene estableciendo el balance de materia en este proceso

$$V_{ex} = L_e \frac{x_e - x_f}{y_{mx} - y_{mn}} \quad (2-19)$$

4.- El caudal de fase acuosa transferida de reextracción a la zona de dual se obtiene realizando un balance de materia en la operación de reextracción.

$$L_{tr} = V_{ex} \frac{y_{mx} - y_{mn}}{x_{tr}} \quad (2-20)$$

5.- El caudal de fase orgánica en el proceso de extracción dual se deduce al establecerse el balance de materia

$$V_d = L_{tr} \frac{x_s - x_{tr}}{y'_{mx} - y'_{mn}} \quad (2-21)$$

6.- El caudal de fase acuosa concentrada final se calcula aplicando un balance de materia a la operación de dual agotamiento.

$$L_s = L_{tr} - V_d \frac{y'_{mx} - y'_{mn}}{x_s - x'_f} \quad (2-22)$$

7.- El número de las etapas de cada operación se calcula a partir de las rectas de operación y las funciones de equilibrio en cada operación.

II.2.5. Cálculo en extracción dual y reextracción

En este proceso la solución fértil acuosa de caudal (L_e) y de concentración (x_e) se concentra hasta un valor de (x_{mx}) en la operación de dual enriquecimiento, siendo el valor a la salida de los estériles de (x_f) en la operación de dual agotamiento. La solución concentrada tiene un caudal (L_g) que entra en la operación de reextracción con una concentración (x) y sale con un valor (x_s).

El caudal de fase orgánica en el circuito de extracción dual es de

(V) para la operación de dual agotamiento y de $(V-V_{tr})$ para la operación de dual enriquecimiento. Las concentraciones en esta fase varían entre (y_{mn}) e (y_{tr}) , siendo esta última superior a la primera. En el circuito de reextracción, el caudal de fase orgánica es (V_{tr}) y las concentraciones de soluto varían entre (y_{tr}) e (y_{mn}) cuyos valores están en el mismo orden que en el circuito anterior.

Las variables que hay que determinar en este proceso se deducen fácilmente al igual que en los casos anteriores.

1.- Concentración de agotamiento de la solución fértil

$$x_f = x_e(1 - \eta) \quad (2-23)$$

siendo (η) el rendimiento del proceso en extracción-dual.

2.- Las pendientes de las rectas de operación son:

Dual enriquecimiento: $L_e/(V-V_{tr})$

Dual agotamiento: L_e/V

Reextracción: L_s/V_{tr}

3.- El caudal de la fase orgánica total que se necesita en el proceso se deduce del balance global de materia

$$V = L_e \frac{x_{mx} - x_f}{y_{tr} - y_{mn}} \quad (2-24)$$

4.- El caudal de fase orgánica transferida a reextracción se calcula a partir del balance de materia aplicado a la operación de dual enriquecimiento

$$V_{tr} = V - L_e \frac{x_{mx} - x_e}{y_{tr} - y_{mn}} \quad (2-25)$$

5.- El caudal de fase acuosa que se necesita en reextracción se obtiene a partir del balance de materia en esta operación

$$L_s = V_{tr} \frac{y_{tr} - y_{mn}}{x_s} \quad (2-26)$$

6.- El número de etapas de cada operación se calcula a partir de las rectas de operación y las funciones de equilibrio empleando la construcción de Mc-Cabe-Thiele.

II.3. PROGRAMA DE CALCULO

En todos los procesos de extracción en fase líquida que se han descrito, es preciso estimar las concentraciones de agotamiento de las fases acuosas, las pendientes de las rectas de operación, los caudales de cada fase y el número de etapas teóricas. De todas estas variables, la enunciada en último lugar, es la que se ha elegido como base de calculo.

Una vez que se han elegido las condiciones iniciales y finales de los procesos quedan, no obstante, un gran número de variables sujetas a tomar diferentes valores paramétricos dentro de los entornos propios definidos para cada una. La posibilidad de resolución y análisis de todas las diferentes formas con que se pueden llevar a efecto cada una de las operaciones dentro de cada proceso, así como la elaboración y la ordenación de todas las respuestas, fue lo que indujo a desarrollar un programa de cálculo en Fortran IV, para poder decidir sobre la posible viabilidad de emplear cualquiera de las variantes de los diagramas de flujo que se han denominado dobles y que se proponen, frente a los ya clásicos de extracción-reextracción y extracción-dual.

A continuación se presenta una sucinta descripción del proceso de cálculo programado para uno cualquiera de los cinco procesos de extracción líquido-líquido, ya que la rutina del mismo responde a una estructura formalmente idéntica. El programa está formado por cinco bloques correlativos e insertados con las condiciones generales de proceso; tales como, las concentraciones de entrada de la solución fértil, la concentración de salida de la fase acuosa concentrada, el rendimiento de cada operación y los valores de las isothermas de equilibrio tanto para el caso en el que el reparto está favorecido a la fase acuosa como a la fase orgánica.

Cada bloque sigue el esquema que se da a continuación.

1.- Definición, si procede, del intervalo de variación de la concentración de la fase acuosa que se transfiere entre dos zonas. Corresponde a la variable (x_{cp}) para los procesos DUER y ERDU.

2.- Definición, si procede, de la máxima concentración que debe alcanzar la fase acuosa. Corresponde a la variable (x_{mx}) para los procesos DUAL y DUREX.

3.- Posición a cero del contador (L) y asignación de valores adecuados al mínimo número de etapas y su cota superior.

4.- Fijación de los valores iniciales de las variables (x_{tr}) o (x_{mx}), en los casos necesarios.

5.- Determinación de la concentración de la fase acuosa agotada (x_g) por medio de las relaciones dadas anteriormente. En los procesos dobles se determinan dos valores de estas variables para cada zona.

6.- Determinar las cotas superiores de las variables (y_{mx}) e (y'_{mx}) y las inferiores de las variables (y_{mn}) e (y'_{mn}). Corresponden a los valores de equilibrio de la concentración de soluto en la fase orgánica para los diferentes valores de la concentración de soluto en la fase acuosa.

7.- Fijar como valores iniciales, a las cotas inferiores de las variables descritas en -6-.

8.- Calcular las pendientes y las ordenadas en el origen de las rectas de operación, así como los caudales de las fases acuosa y orgánica con relación a un flujo unitario de la solución fértil acuosa de entrada.

9.- Calcular el número de las etapas teóricas por operación y las del proceso mediante un subprograma.

10.- Comparar el número total de las etapas con el valor mínimo dado si el contador (L) está en cero. En el caso de que la diferencia entre estos dos valores sea inferior a cero, se toma dicho número de etapas como cota mínima, siendo la cota superior el valor del mínimo más dos etapas. A continuación se envía al punto once donde se realizan los reciclados.

Si por el contrario el contador (L) no está en cero, se comprobará que el número de etapas sea inferior a la cota superior dada en el programa. En caso contrario se envía al punto once. Si el número de etapas está comprendido entre las cotas, se escriben junto con dicho número todas las variables que se deseaban determinar tales como, las concentraciones y los caudales que han intervenido en el proceso.

11.- Incrementar y comprobar todas las variables con su valor de la cota superior y formar todas las combinaciones posibles, en un orden

inverso al descrito en -7-.

Es decir, sea la variable más interior -w-, último del apartado -7- y primera del -11- que está dentro de su entorno, entonces el proceso de cálculo se reanuda a partir del punto -7-; si sobrepasa el valor de su cota superior, se procede a incrementar a la inmediata exterior, sea -z-, que es anterior a la -w- en el apartado -7- y posterior en el -11-, de manera que si este nuevo valor de -z- está dentro del entorno, envía el valor inicial de la variable interior -w- para que tome todos los valores para cada uno de la variable -z-.

Todo esto se complica tanto más cuanto más exterior sea la variable; cosa que ocurre con las concentraciones de fase acuosa transferida en los procesos DUER y ERDU o con los valores de la máxima concentración de soluto en la fase acuosa en el proceso DUREX, en este caso se envía al apartado -5-.

12.- Incrementar en una unidad el valor del contador una vez realizadas todas las posibles combinaciones entre las variables y efectuados los cálculos. Si todo el proceso de cálculo se ha realizado con el contador en posición cero, desviándose en el apartado -8- en vez del -10-, el valor del contador tendrá el valor de uno, comenzando los cálculos de nuevo por el apartado número -4- y desviándose en este caso en el número -12-.

El recorrer dos veces el ciclo para el cálculo del número de etapas viene motivado por la necesidad de calcular el valor mínimo de las etapas. De otra parte, sino se delimitase la zona de mínimos de las etapas, el caudal de datos que se obtuviese haría que el análisis de los mismos fuese enormemente tedioso. De esta forma, los datos de salida que proporciona el ordenador corresponde a una zona en la que la variación de las etapas de proceso es dos y con la ventaja de que está perfectamente clasificada, siendo además suficiente la información para efectuar el estudio comparativo entre los procesos.

Para completar este apartado, a continuación se describen brevemente las secuencias más importantes de que consta el subprograma de cálculo del número de etapas correspondiente al punto nueve del programa principal. El método elegido para el cálculo de las etapas está basado en la construcción de Mc-Cabe-Thiele.

1.- Se asigna el valor cero al contador del número de etapas y se parte de la concentración de fase orgánica en un extremo de la recta de operación, siendo el valor superior si la función de reparto está por encima de la recta de operación y el valor inferior en el caso contrario.

2.- Se halla la concentración de la fase acuosa en equilibrio con la concentración de la orgánica que tiene en la recta de operación.

3.- Se halla la concentración de la fase orgánica que se corresponde en la recta de operación con la concentración de la fase acuosa obtenida en la función de equilibrio, -apartado 2-.

En este momento, se ha trazado ya un escalón completo; el tramo horizontal en el apartado -2- y el tramo vertical en el -3-.

4.- Se incrementa en uno el contador que registra el número de las etapas.

5.- Se comprueba si la concentración de la fase orgánica que se obtiene en -3-, ha rebasado o no la concentración de la fase orgánica correspondiente al otro extremo de la recta de operación.

Si no se ha sobrepasado, con dicho valor de la concentración en la fase orgánica, se envía al apartado -2- para proseguir el cálculo de las etapas.

6.- Si la concentración de la fase orgánica obtenida ha sobrepasado la concentración de la fase orgánica perteneciente al extremo de la recta de operación, se halla la fracción de etapa necesaria para alcanzar dicho valor.

Calculada la fracción se sustituye la etapa completa totalizada en -4- por dicha fracción, devolviéndose los datos al programa principal.

Los valores de entrada que precisa el subprograma son: los valores de la isoterma de equilibrio, los valores de las concentraciones de soluto en la fase orgánica de los polos de la recta de operación, el valor de la pendiente y la ordenada en el origen de dicha recta.

En las Figuras 2-6 y 2-7 se han presentado los diagramas de flujo sobre los que se elaboró el programa de cálculo.

DIAGRAMA DE BLOQUES GENERAL

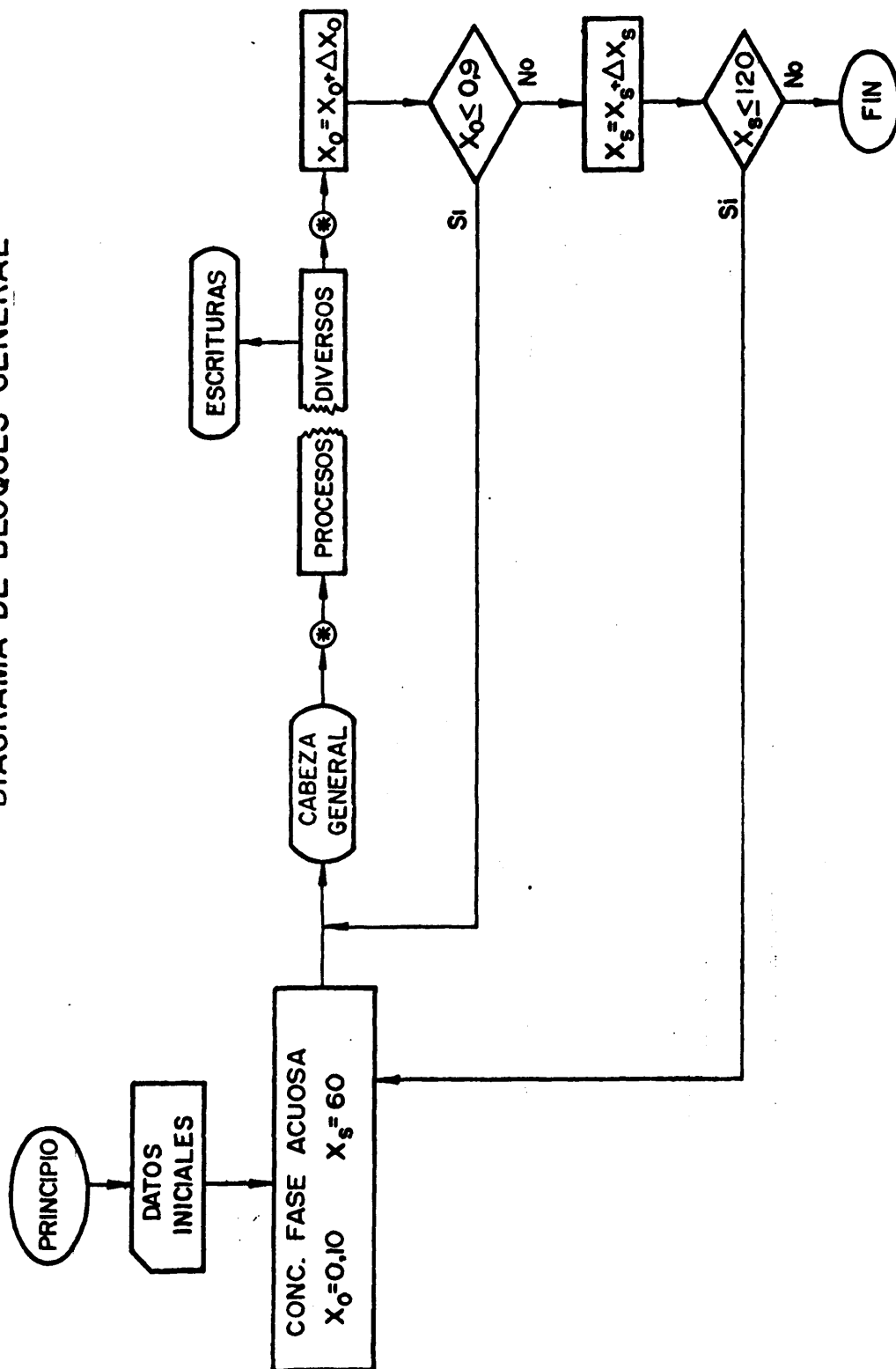


Fig. 2 - 6

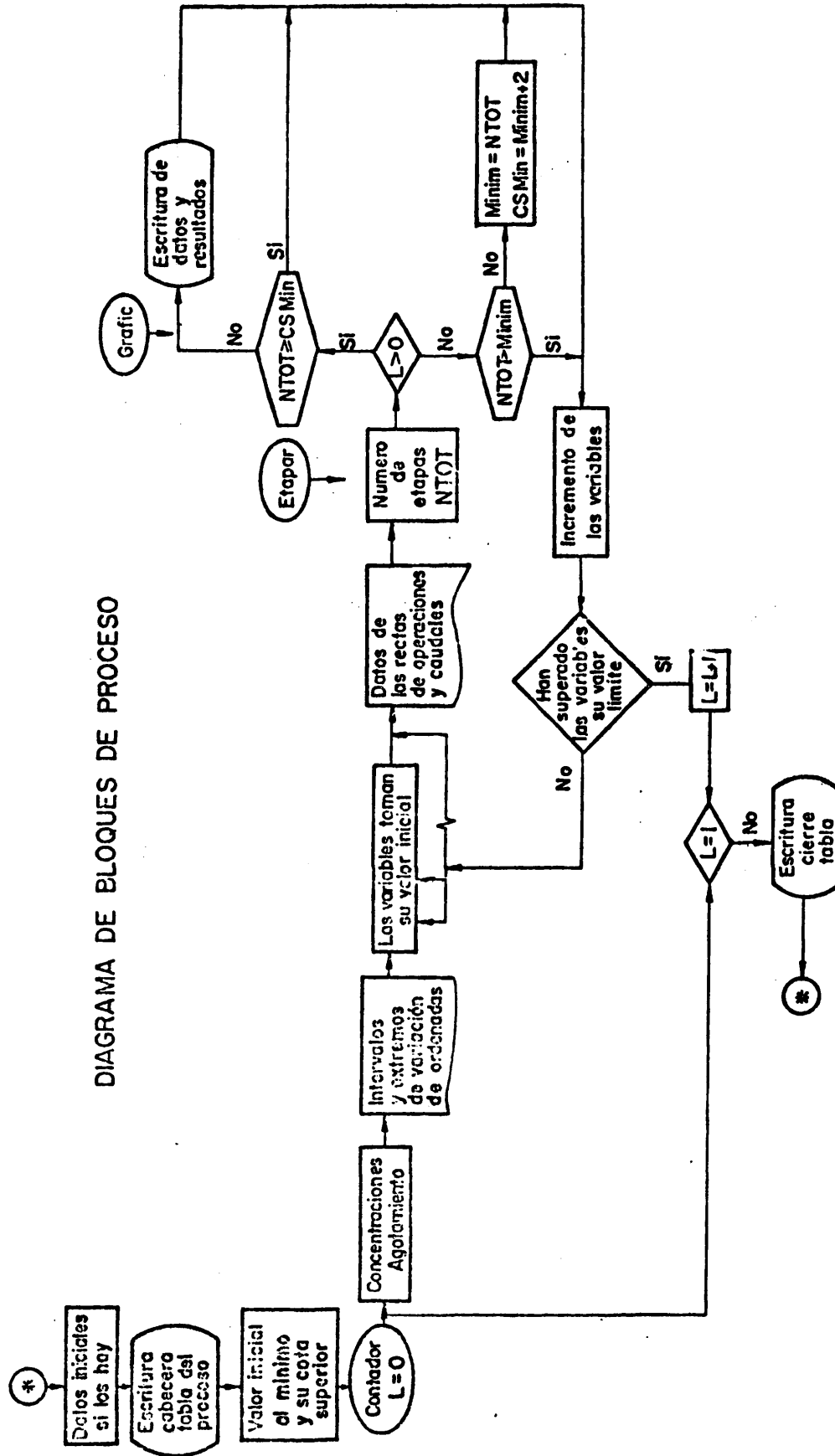


Fig. 2 - 7

II.4. CONDICIONES DE PROCESO

El sistema práctico que se ha elegido para todos los procesos de extracción líquido-líquido es el que constituye el objeto de esta tesis. En todas aquellas operaciones en las que el sentido de la transferencia de materia está desplazada hacia la fase orgánica, la fase acuosa está constituida por una solución de cinc en una disolución acuosa de 120 gr/l de sulfato amónico. En el resto de las operaciones en las que el reparto no está favorecido a la fase orgánica, la fase acuosa es una disolución acuosa de ácido sulfúrico. Para todas las operaciones la fase orgánica es una disolución de ácido nafténico en queroseno.

Las condiciones comunes a todos los procesos son las siguientes.

- La concentración de ácido nafténico en queroseno toma los valores de 10,0, 12,5 y 15,0 en tanto por ciento en volumen.

- Las isoterms de equilibrio que se emplean son las que aparecen en el apartado -6.1-.

- La concentración en cinc de las soluciones fértiles toma los valores de 0,1, 0,3, 0,6 y 0,9 en gramos/litro.

- el pH de la solución fértil es de 7,0.

- La concentración de las soluciones de ácido sulfúrico tiene un valor de 1,85 moles/litro en todos los casos.

Los valores de las concentraciones de cinc en la fase acuosa que permanecen fijas en todos los procesos son:

$$x = 0,0 \text{ gr/l}$$

$$x_s = 120,0 \text{ gr/l}$$

Se ha elegido el valor de 120,0 gr/l de cinc en la corriente de la solución acuosa concentrada de salida, ya que es el que se necesita en los procesos de obtención de cinc por electrodeposición.

- Los valores de la concentración de cinc de las soluciones acuosas agotadas, se estiman para cada proceso y se calculan por medio de las ecuaciones (2-3), (2-10), (2-11), (2-12), (2-17), (2-18) y (2-23).

- El rendimiento de recuperación de cinc en las soluciones acuosas es del noventa y nueve por ciento.

El rasgo de los valores de la concentración de cinc, tanto en la fa

se acuosa como en la orgánica, no toman valores únicos sino que adoptan valores diferentes para cada proceso y para cada pH de la solución fértil de partida. Las formas como se han establecido los entornos de estas variables en cada proceso es el siguiente.

II.4.1. Extracción-reextracción

- Concentración mínima de cinc en la fase orgánica (y_{mn}).

El valor de su cota inferior es cero y el de la superior corresponde al valor de la concentración de cinc en fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc de la fase acuosa agotada en extracción.

Estos dos valores extremos definirían una recta de operación cuyos polos estarían sobre la función de equilibrio, lo cual supondría un número de etapas infinito. Tanto para este caso como en todos los siguientes, se tomarán como valor de trabajo de las cotas obtenidas más o menos una cantidad, según se trate de la cota inferior o superior. El valor de esta cantidad se ha fijado en una diezmilésima.

- Concentración máxima de cinc en la fase orgánica (y_{mx}).

El valor de la cota inferior es la concentración de cinc en fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc de la fase acuosa de salida en reextracción. Si resultase inferior a la cota superior, de la cota máxima de la variable (y_{mn}), se tomaría como cota inferior el valor máximo de dicha variable más un incremento.

El valor de la cota superior es la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de entrada de cinc en la fase acuosa en extracción.

Para ambos casos, el entorno de variación de las variables se ha dividido en nueve partes, con lo que cada una de ellas toma diez valores diferentes, haciendo un total de cien líneas de operación diferentes.

II.4.2. Dual

- Concentración mínima de cinc en la fase orgánica (y_{mn}).

El valor de la cota inferior es la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc de la fase acuosa de entrada en dual enriquecimiento.

La cota superior corresponde al valor de la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa agotada en el proceso.

- Concentración máxima de cinc en la fase orgánica (y_{mx}).

El valor de la cota inferior es la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa de entrada en la operación de agotamiento.

La cota superior corresponde al valor de la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa de salida en la operación de enriquecimiento.

Para los valores prácticos de trabajo y limitaciones de las cotas, así como el número de valores de cada entorno de las variables, se siguen las líneas descritas en extracción-reextracción.

II.4.3. Dual-extracción-reextracción (DUER)

- Concentración de la fase acuosa transferida (x_{tr}).

La cota inferior corresponde a un valor de la concentración de cinc en la fase orgánica igual a dos gramos por litro. El valor de la cota superior toma un valor de la concentración de cinc en la fase orgánica igual a treinta gramos por litro. El número de elementos que forman el entorno de la variable (x_{tr}) es de cinco y el aumento de la concentración es de siete gramos por litro.

- Concentración mínima de cinc en la fase orgánica para la zona de extracción dual (y_{mn}).

La cota inferior toma el valor de la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa de entrada del proceso. En la cota superior, la concentración de cinc en la fase orgánica, toma el que está en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa de agotamiento en la zona de extracción-dual.

- Concentración máxima de cinc en la fase orgánica para la zona de extracción dual (y_{mx}).

La cota inferior, corresponde al valor de la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa transferida a la zona de extracción-reextracción. La cota

superior toma el valor de la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa en equilibrio transferida en la operación de agotamiento.

- Concentración mínima de cinc en la fase orgánica para la zona de extracción-reextracción (y'_{mn}).

La cota inferior tiene un valor de la concentración de cinc en la fase orgánica igual a cero. La cota superior toma el valor de la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa de agotamiento en extracción.

- Concentración máxima de cinc en la fase orgánica para la zona de extracción-reextracción (y'_{mx}).

La cota inferior es la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa de salida en reextracción. La cota superior se corresponde con el valor de la concentración de cinc en la fase acuosa transferida a extracción.

Los valores prácticos de trabajo y las limitaciones que puedan presentar los de las cotas, se resuelven de la misma forma expuesta en el apartado (II.4.1). El número de valores de cada entorno de las variables es de cinco, lo que da un número total de tres mil ciento veinticinco casos a estudiar en este proceso.

II.4.4. Extracción-reextracción-dual (ERDU)

- Concentración de la fase acuosa transferida (x_{tr}).

La cota inferior corresponde a un valor de la concentración de cinc en la fase acuosa igual a dos gramos por litro y el de la cota superior el valor de la concentración de cinc en la misma fase es de cincuenta gramos por litro. El salto de concentración entre las variables es de doce gramos por litro y el número de valores que integran este entorno es de cinco.

- Concentración mínima de cinc en la fase orgánica para la zona de extracción-reextracción (y_{mn}).

Los valores de las cotas máxima y mínima toman los mismos valores que en el proceso (DUE).

- Concentración máxima de cinc en la fase orgánica para la zona de extracción-reextracción (y_{mx}).

La cota inferior es la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa en reextracción que se transfiere. La cota superior toma el valor de la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa de entrada en el proceso.

- Concentración mínima de cinc en la fase orgánica para la zona de extracción dual (y_{mn}).

La cota inferior es la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa que se transfiere. La cota superior se corresponde con el valor de la concentración de cinc en la fase orgánica que está en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa de agotamiento en esta zona.

- Concentración máxima de cinc en la fase orgánica para la zona de extracción dual (y_{mx}).

La cota inferior toma el valor de la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa de salida en enriquecimiento. La cota superior es el valor de la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa de salida en agotamiento.

Los valores prácticos de trabajo y las limitaciones que pueden presentar las cotas, siguen el camino expuesto en el apartado (II.4.1). El número de valores de cada entorno de las variables, así como el número de casos que se estudian son idénticos a los del proceso DUEP.

II.4.5. Dual-reextracción

- Concentración máxima de cinc en la fase acuosa en la zona de extracción dual (x_{mx}).

La cota inferior corresponde a un valor de la concentración de cinc en la fase acuosa igual a tres gramos por litro y el de la cota superior, el valor de la concentración de cinc en esta fase es de treinta gramos por litro. El salto de la concentración entre las variables es de tres gramos por litro y el número de valores que integran el entorno es de diez.

- Concentración mínima de cinc en la fase orgánica (y_{mn}).

La cota inferior es la concentración de cinc en fase orgánica en

equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa a la entrada de la operación de enriquecimiento. La cota superior se corresponde con el valor de la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa de agotamiento del proceso.

- Concentración de cinc en la fase orgánica transferida (y_{tr}).

La cota inferior es la concentración de cinc en la fase orgánica en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa de salida en la operación de reextracción. El valor de la cota superior coincide con la concentración de cinc en la fase acuosa que está en equilibrio con la concentración de cinc en la fase acuosa máxima en la zona de dual.

Al igual que en los casos anteriores, los valores prácticos de trabajo y las limitaciones que pueden presentar las cotas, se solucionan según lo expuesto en el apartado (II.4.1).

Las variables (x_{mx}), (y_{mn}) e (y_{tr}) de este proceso toman para cada entorno un total de diez valores, lo que da un volumen final de mil casos a estudiar.

Los valores asignados a las variables (x_{tr}) de los procesos DUER y ERDU y a (x_{mx}) del proceso DUREX, así como la amplitud dada a sus entornos, corresponden a las situaciones de máxima variación en cada proceso, dentro del amplio abanico de posibilidades que ofrecen y que han sido objeto de estudio con el proceso de cálculo que se ha presentado en el apartado (II.3) de este capítulo.

II.5. ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS PROCESOS

El número de las posibles condiciones de operación que se pueden estudiar para cada una de las diferentes variantes de extracción líquido-líquido que se proponen es muy elevado, de aquí que sea necesario la selección de las mismas con objeto de poder estudiar, comparar y, en su caso, elegir las condiciones más favorables de extracción en fase líquida.

Las situaciones de concentración de metal que se estudian en este apartado, se corresponden con el beneficio de soluciones de cinc diluidas cuya concentración en metal es inferior al uno por mil y en la que el rendimiento de cada proceso sencillo es elevado. Los valores paramé

tricos que se toman para realizar el estudio comparativo son los que se han dado en el apartado anterior de este capítulo.

Las bases sobre las que va a realizarse este estudio son las siguientes. Como ya se ha dicho en este capítulo cuando se describió el programa de cálculo, de todas las situaciones que se plantean se elige o eligen aquellas cuyo número total de etapas de extracción por proceso es mínimo, a partir de este número, también se tiene información de las variables que fijan dichos procesos en todos aquellos casos que están incluidos dentro del entorno del mínimo de etapas teóricas más dos, eliminando todos aquellos procesos en los que el número de etapas se aleja del mínimo. El número total de situaciones a analizar como se puede ver a continuación es amplio y con suficiente información para poder evaluar las características propias de cada proceso sin tener que contrastar las 89.400 condiciones de operación que supondría el no haber acotado el número de las etapas.

Otras variables que se han elegido para estimar el grado de estabilidad de cada proceso son, el tanto por ciento de procesos de extracción con un número de etapas mínimo frente al número total de procesos a estudiar, el tanto por ciento de procesos con mínimo de etapas frente al de un número de etapas comprendidas entre el mínimo más dos y el tanto por ciento del mínimo más dos etapas frente al número total de situaciones de proceso que se plantean.

Las variables que dan una información acerca de como transcurre la extracción son las pendientes de las rectas de operación en extracción y/o en agotamiento para aquellas operaciones en las que el metal se transfiere de la fase acuosa a la orgánica, y las pendientes de las rectas de operación en reextracción y/o en enriquecimiento en todas aquellas operaciones en las que se transfiera metal de la fase orgánica a la acuosa.

En el primer caso, el valor numérico de la pendiente de operación se ha definido de la forma siguiente.

$$P.R.O.(1) = \frac{\text{caudal de la fase acuosa}}{\text{caudal de la fase orgánica}}$$

Para estos casos, si el valor de la pendiente de operación es superior a la unidad, el agotamiento de metal en la fase acuosa tiene lugar manteniendo dispersa la fase orgánica; si por el contrario, este

valor es inferior a la unidad, la extracción tiene lugar dispersando la fase acuosa en el volumen de retenido de la fase orgánica. En esta última situación, así como para todos aquellos casos en los que el valor de la pendiente de la recta de operación estén comprendidos entre uno y tres, se pueden considerar como posibles situaciones en las que es necesario recircular fase orgánica en cada etapa, si se desea obtener elevados rendimientos de operación con un mínimo número de etapas.

En las operaciones en las que la transferencia de materia está favorecida a la fase acuosa, el valor numérico de la pendiente de la recta de operación se ha definido de la forma siguiente.

$$P.R.O.(2) = \frac{\text{caudal de fase orgánica}}{\text{caudal de fase acuosa}}$$

Para estos casos, contrariamente a lo que se ha descrito para la situación anterior, cuando la pendiente es superior a la unidad, la fase que debe dispersarse es la acuosa, fenómeno que se invierte cuando el valor de la pendiente es inferior a la unidad. En ambos casos, y siempre que los valores de las pendientes estén muy alejados de la unidad, presuponen la necesidad de recirculación de la fase no dispersa.

Por último, las concentraciones de metal en la fase orgánica en equilibrio con la fase acuosa agotada y la solución de metal fértil, son las que sirven para fijar los polos de las rectas de operación para cada valor de la concentración de metal en la solución fértil en función del rendimiento de la operación.

A continuación se presenta un breve estudio de tipo cualitativo para cada uno de los cinco procesos que se han propuesto, habiendo tomado como valores paramétricos la concentración de cinc de la solución fértil de entrada, así como las concentraciones de ácido nafténico en la fase orgánica y sus isoterms a 25°C correspondientes a un pH de la fase acuosa igual a siete.

Debido al gran número de condiciones de operación que se deben analizar dentro del entorno del mínimo de etapas de proceso más dos, 39.161 situaciones, que representan el 43,8% del total, no se dan todos los valores de las variables que se han elegido de base para este estudio, tan sólo se presentan las tablas en las que se dan los intervalos de fluctuación de dichas variables o, en su defecto, el valor paramétrico cuando éstas permanezcan constantes.

II.5.1. Extracción-reextracción

En los procesos de extracción-reextracción, el mínimo número de etapas teóricas es de tres, de las cuales dos corresponden a la operación de extracción. El tanto por ciento de los procesos con mínimo número de etapas frente a los de mínimo de etapas más dos está comprendido entre el cuarenta y el cincuenta por ciento en todos los casos; por el contrario el número de procesos con el mínimo número de etapas disminuye a medida que lo hace la concentración de entrada de la solución fértil de la fase acuosa.

Los intervalos de las pendientes de las rectas de operación en extracción con el mínimo número de etapas, participan tanto de las situaciones en las que la fase dispersa es la orgánica como la acuosa, disminuyendo el intervalo de variación por disminución de la cota superior y crecimiento de la inferior con la concentración de cinc inicial de la fase acuosa. En reextracción, las pendientes de las rectas de operación son tales que la transferencia de materia tiene lugar manteniendo dispersa la fase acuosa. Los intervalos de variación son amplios y los valores de las cotas superiores son muy elevados, aumentando ambas cotas con la disminución de la concentración de metal de la fase acuosa de entrada.

De los procesos de extracción-reextracción comprendidos entre tres y cinco etapas teóricas, el tanto por ciento de dichos procesos frente al número total, disminuye considerablemente con la concentración de entrada de cinc en la fase acuosa.

Los intervalos de oscilación de las pendientes de operación de las operaciones de extracción y reextracción son más amplios que los correspondientes a la zona de mínimo número de etapas, las variaciones de las cotas inferiores y superiores de los entornos de estas variables frente a la concentración de cinc en la solución fértil acuosa, sigue los caminos que se han trazado en el caso anterior.

Los valores de los entornos de variación de concentraciones de cinc en la fase orgánica pertenecientes a los polos de las rectas de operación, sus intervalos crecen cuando disminuyen las concentraciones de cinc en la fase acuosa inicial, siendo sus cotas inferiores constantes e independientes del número de etapas, mientras que las superiores aumentan con el número de etapas. La amplitud de los intervalos de es-

tas variables disminuyen a medida que la concentración de metal en la fase acuosa inicial se hace menor.

En las Tablas 2-1 y 2-2 se presentan los valores numéricos de estas variables para la extracción-reextracción con el mínimo número de etapas y para los procesos comprendidos dentro del mínimo de etapas más dos.

II.5.2. Extracción dual

En los procesos de extracción dual, el mínimo número de etapas teóricas es de tres, de las que dos corresponden a la operación de dual agotamiento. El tanto por ciento de los procesos con mínimo número de etapas frente a los de mínimo de etapas más dos, están comprendidos entre el cuarenta y cinco y el ochenta y ocho por ciento, disminuyendo dicho tanto por ciento cuando lo hace la concentración en metal de la fase fértil de entrada.

Las pendientes de las rectas de operación en agotamiento para el mínimo número de etapas, corresponden a situaciones en las que la transferencia de materia tiene lugar manteniendo dispersa la fase acuosa. Los entornos de variación de esta variable permanecen casi constantes para todas las situaciones propuestas, debiendo resaltar que las cotas inferiores son muy bajas.

En las operaciones de enriquecimiento, los valores de las pendientes de las rectas de operación varían frente a la concentración de cinc en la fase acuosa inicial de igual forma que en las operaciones de reextracción, manteniéndose tanto las cotas inferiores como superiores en unos niveles inferiores a los valores del proceso anterior.

Para los procesos de extracción-dual comprendidos entre tres y cinco etapas, el tanto por ciento de dichos procesos frente al total de situaciones previstas es muy elevado, aumentando a medida que la concentración de cinc en la fase acuosa disminuye, siendo del cien por cien para la concentración de cinc en fase acuosa de 0,1 gr/l.

Los intervalos de oscilación de las pendientes de las rectas de operación de los procesos son un poco más amplios que para la situación de mínimo número de etapas, debido a que en agotamiento los valores de las cotas superiores son mayores, mientras que en enriquecimiento disminuyen las cotas inferiores.

Los valores de los entornos de variación de las concentraciones de cinc en la fase orgánica pertenecientes a los polos de las rectas de operación, son superiores a los de los procesos de extracción-reextracción, siendo su variación con la concentración en metal de la solución fértil inicial igual que en los procesos anteriores.

En las Tablas 2-3 y 2-4, se presentan los valores numéricos de estas variables para estos procesos.

II.5.3. Dual-reextracción

En los procesos de dual-reextracción, el mínimo número de etapas teóricas es cuatro, de las que dos corresponden a la operación de dual agotamiento. El tanto por ciento de los procesos con un mínimo número de etapas frente a los de seis, están comprendidos entre un veinte y un sesenta por ciento. El número mínimo de etapas disminuye con el contenido en cinc de la solución fértil, siendo estos números prácticamente constante para diferentes concentraciones de ácido nafténico en la fase acuosa, tomando como parámetro la concentración inicial de cinc.

Las pendientes de las rectas de operación, tanto en agotamiento como en enriquecimiento, para el mínimo número de etapas corresponden a situaciones en las que la transferencia de materia tiene lugar, bien manteniendo dispersa la fase acuosa, bien la orgánica. En agotamiento, el entorno de variación de las pendientes de las rectas de operación, está comprendido entre los de extracción y agotamiento de los procesos dual. En enriquecimiento, el entorno de la variable de las pendientes de operación es menor que las de los dos procesos anteriores, siendo los valores de las cotas superiores bastante más inferiores a los de los otros dos procesos. En reextracción, para cada valor de la concentración de ácido nafténico en la fase orgánica y para cada concentración de metal en la fase acuosa de entrada, los valores de las pendientes de las rectas de operación son constantes, teniendo lugar la transferencia por la dispersión de la fase acuosa. Todas estas variables aumentan cuando la concentración de cinc en la solución fértil disminuye, a excepción de las pendientes de agotamiento que disminuyen.

De los procesos de dual-reextracción comprendidos entre el mínimo más dos etapas, el tanto por ciento de dichos procesos frente al número total de situaciones propuestas es muy elevado, oscilando entre el

91 y 93 por ciento para valores diferentes de las concentraciones de metal en la fase acuosa de entrada y las concentraciones de ácido naf-ténico en queroseno.

Los valores de los entornos de variación de las pendientes de las rectas de operación en agotamiento y en enriquecimiento, son algo más amplios que los correspondientes a la zona de mínimo número de etapas. En reextracción, las pendientes de la recta de operación son constan-tes e idénticos sus valores a los procesos con mínimo número de eta-pas.

La amplitud de los entornos de variación de las concentraciones de cinc en la fase orgánica pertenecientes a los polos de las rectas de operación, son prácticamente iguales a los de los procesos de extrac-ción dual.

En las Tablas 2-5 y 2-6, se agrupan los valores numéricos de cada variable de estos procesos.

II.5.4. Dual-extracción-reextracción

En los procesos de dual-extracción-reextracción, el mínimo número de etapas teóricas es de seis, de las que dos corresponden a la opera-ción de dual agotamiento y otras dos a las de extracción. El tanto por ciento de los procesos con un mínimo número de etapas frente a los de mínimo más dos etapas, varía desde el veinticuatro al cuarenta y nueve por ciento. El mínimo número de etapas disminuye con la concentración inicial de cinc en la fase acuosa.

Las pendientes de las rectas de operación en agotamiento, enriqueci-miento y extracción, para un mínimo número de etapas, corresponden a situaciones en las que la transferencia de materia tiene lugar, ya man-teniendo dispersas las fases acuosas o las orgánicas; en reextracción, la transferencia de materia se produce manteniendo dispersa la fase acuosa. Tanto en agotamiento como en enriquecimiento, los entornos de variación de las rectas de operación son muy parecidos a los correspon-dientes de los procesos dual-reextracción. En extracción, los entornos de las rectas de operación son algo más pequeños, siendo siempre supe-riores los valores de las cotas a las de las operaciones anteriores. En reextracción, las pendientes de las rectas de operación son iguales a las de los procesos de dual-reextracción. Todas estas variables

aumentan cuando la concentración de cinc en la solución fértil disminuye, a excepción de las pendientes de extracción cuyos valores son constantes para cada concentración de ácido nafténico en queroseno y de las pendientes de agotamiento que disminuyen.

En los procesos de dual-extracción-reextracción comprendidos entre el mínimo de etapas, -seis- y ocho, el tanto por ciento de dichos procesos frente al número total de situaciones que se programaron, varía desde el treinta y nueve al sesenta por ciento, disminuyendo este porcentaje para valores más pequeños de la concentración de cinc de entrada en la fase acuosa.

Los intervalos de oscilación de las pendientes de las rectas de operación en agotamiento, enriquecimiento y extracción, son más amplios que para las situaciones de mínimo de etapas; en reextracción los valores de las pendientes son iguales.

Los valores de los entornos de variación de las concentraciones de cinc en la fase orgánica pertenecientes a los polos de las rectas de operación, son de amplitudes iguales para un mismo valor de la concentración de ácido nafténico en la fase orgánica en extracción-reextracción, mientras que en dual dicha amplitud varía con la concentración de cinc en la solución fértil de entrada; esta variación está en razón directa para las concentraciones de metal en la fase orgánica, tanto mínimas como máximas.

En las Tablas 2-7 y 2-8 se presentan los valores numéricos de estas variables para esta variante de proceso en extracción en fase líquida.

II.2.5. Extracción-reextracción-dual

En los procesos de extracción-reextracción-dual, el mínimo número de etapas teóricas es de seis, de las que dos corresponden a extracción y otras dos a agotamiento. El tanto por ciento de los procesos con un mínimo número de etapas frente a los que están comprendidos entre el mínimo más dos etapas, oscila entre el veintisiete y el setenta y tres. Contrariamente a lo que venía sucediendo en las otras cuatro variantes de procesos de extracción, el porcentaje de etapas mínimas aumenta a medida que la concentración de cinc de la solución fértil es menor.

Las pendientes de las rectas de operación en extracción y reextrac-

ción, para un mínimo número de etapas, corresponden a situaciones en las que la transferencia de materia tiene lugar, bien manteniendo dispersas las fases acuosas o bien las fases orgánicas; mientras que en extracción y reextracción, la transferencia de materia tiene lugar manteniendo dispersa la fase acuosa. En extracción, los entornos de variación de las pendientes de operación, son un poco menos amplios que los correspondientes a los procesos de extracción-reextracción; lo mismo ocurre con las pendientes de reextracción; debiéndose apuntar que los valores extremos de dicho entorno son bastante más inferiores. Los valores de las pendientes de las rectas de operación, tanto en agotamiento como en enriquecimiento, son constantes para un mismo valor de la concentración de ácido nafténico en queroseno e independientes de las concentraciones de metal en la fase acuosa de entrada. La amplitud de los entornos de las variables aumentan en reextracción y disminuyen en extracción cuando decrece el contenido de metal en la solución fértil de entrada.

En los procesos de extracción-reextracción-dual comprendidos entre el mínimo de etapas, -seis- y ocho, el tanto por ciento de dichos procesos frente al número total de situaciones que se proponen, varía desde el once al veintiseis por ciento, disminuyendo estos valores con la concentración de cinc de entrada en la fase acuosa.

Los intervalos de oscilación de las pendientes de las rectas de operación en extracción y reextracción, son más amplios que para las situaciones de mínimo de etapas; en agotamiento y en enriquecimiento los valores de las pendientes son iguales.

Los valores de los entornos de variación de las concentraciones de cinc en la fase orgánica pertenecientes a los polos de las rectas de operación, son iguales para un mismo valor de la concentración de ácido nafténico en la fase orgánica para extracción dual, mientras que en extracción-reextracción dicha amplitud varía con la concentración de cinc en la solución fértil de entrada; esta variación está en relación directa para las concentraciones de metal en la fase orgánica mínimas y máximas.

En las Tablas 2-9 y 2-10, se presentan los valores numéricos de las variables para este proceso de extracción.

Finalmente para todos los procesos de extracción en fase líquida cuando no se limitan el número de casos posibles; al no fijar el mínimo

número de etapas, los entornos de variación, tanto de las concentraciones de cinc en la fase orgánica máximos y mínimos, toman todos y cada uno de los valores que se han expuesto anteriormente; de aquí que, y a tenor de todo lo que se ha presentado, también quedan definidas las pendientes de las rectas de operación de cada proceso.

El número total máximo de etapas de cada proceso, es un parámetro interesante siempre que se deseen estudiar comparativa y conjuntamente con todos los que se han apuntado en este apartado. Este número máximo de etapas permanece constante e independiente de la concentración de cinc en la fase acuosa de entrada para los procesos "dual", "dual-reextracción" y "dual-extracción-reextracción", siendo sus valores de cinco, trece y veinticuatro etapas respectivamente. Por el contrario, en los procesos de "extracción-reextracción" y "extracción-reextracción-dual", el número máximo de etapas aumenta para valores cada vez más pequeños de la concentración en cinc de la solución fértil inicial, y no de la concentración de ácido nafténico en la fase orgánica. Los valores del número de etapas máximo para las concentraciones de cinc en la fase acuosa de 0,90, 0,60, 0,30 y 0,10 en gramos por litro son para el primer proceso, diezciocho, veintiuno, treinta y seis y más de cien; mientras que para el segundo le corresponden veintitres, veintiseis, cuarenta y cuarenta y dos etapas respectivamente.

III. LA ETAPA DE SEPARACION EN LA EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO

III.1. INTRODUCCION

En el beneficio de minerales por vía hidrometalúrgica, la separación del metal o metales que interesan de las soluciones fértiles, pue de efectuarse por extracción líquido-líquido. Esta operación se basa en la posibilidad de encontrar un agente de extracción, no soluble en agua, en el cual el metal o metales de interés presentan un reparto fa vorable. La posibilidad de conseguir un reparto conveniente del elemento de interés entre las fases, está relacionado no sólo con el acondicionamiento químico-físico de las mismas, sino también en el posible equipo a utilizar, ya que de él depende de una parte el conseguir que la resistencia a la transferencia de materia decrezca, y de otra aumentar la superficie de transferencia; bien fraccionando las fases en gotas, bien aumentando el retenido de las mismas.

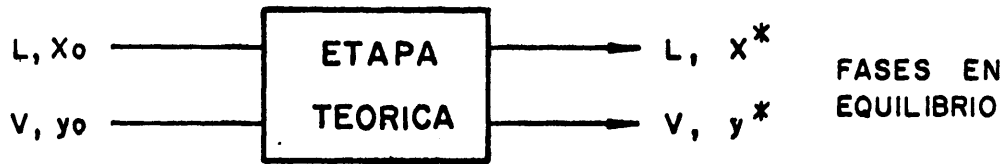
Todo aparato o grupo de aparatos en los que se ponen en contacto los líquidos inmiscibles, en donde se produce la transferencia de mate ria entre ellos y en donde finalmente se separan mecánicamente, constitu ye una etapa de extracción líquido-líquido. Si los líquidos que aban donan la etapa están en equilibrio químico, se dice que la etapa es "teórica", en caso contrario se la denomina "real". En la Figura 3-1, se presenta un diagrama de bloques de la etapa.

Para expresar el funcionamiento de una etapa real se compara la transferencia de materia que tiene lugar en ella frente a la que hubie se tenido en la etapa teórica. El parámetro que mide el acercamiento a las condiciones de equilibrio de las corrientes de salida de una etapa recibe el nombre de eficacia.

Las relaciones entre los equilibrios de las fases, las concentraciones de soluto y las relaciones de caudales de una etapa de extracción

SOLUCION FERTIL

SOLUCION ACUOSA AGOTADA



SOLUCION ORGANICA

SOLUCION ORGANICA

SOLUCION FERTIL

SOLUCION ACUOSA AGOTADA



SOLUCION ORGANICA

SOLUCION ORGANICA

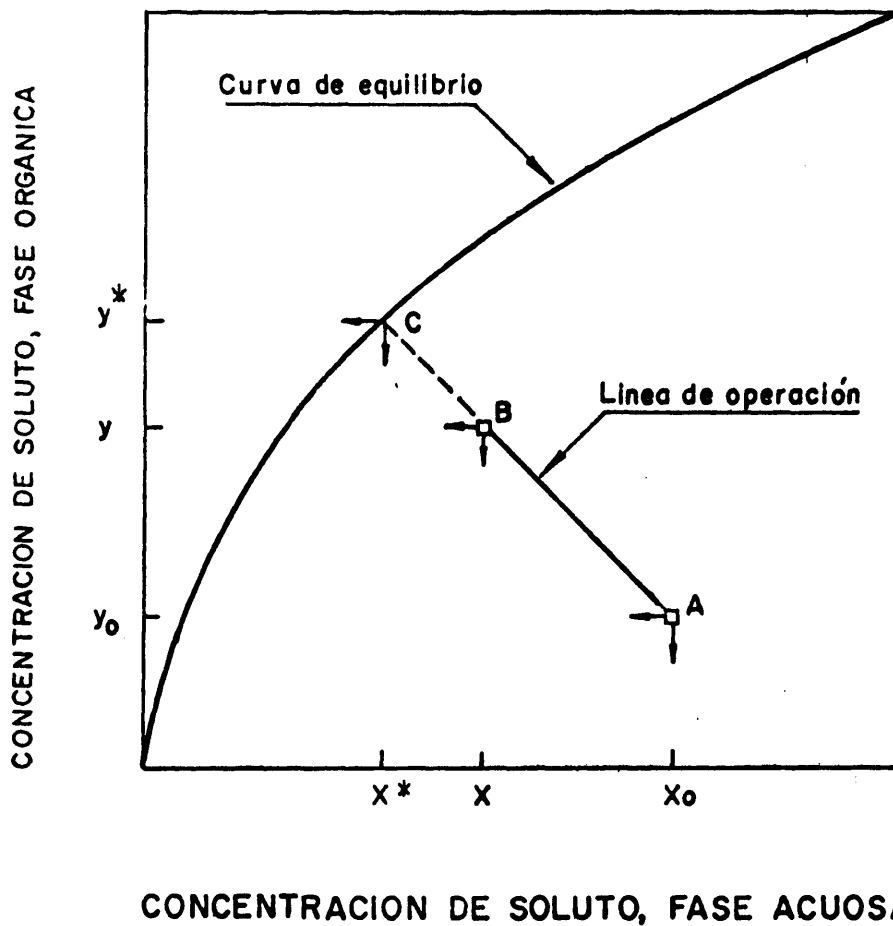


Fig. 3 -I

se visualizan mejor en un diagrama. Hay varios tipos de representación, en este caso se ha elegido la representación en coordenadas cartesianas.

Supóngase que se desea extraer una solución fértil de caudal L y concentración de soluto x_e , con una solución orgánica de caudal V y concentración de soluto y_e . Los valores de las concentraciones de las fases a la salida de la etapa estarán sobre la línea de operación que queda definida por el polo A de coordenadas (x_e, y_e) y el valor de la pendiente $(-L/V)$.

Si la etapa se comporta como ideal, el sistema evolucionará desde el punto A hacia el punto C de coordenadas (x^*, y^*) y que pertenece a la función de equilibrio. Si la etapa se comporta como real, el sistema evolucionará hasta el punto B de coordenadas (x_s, y_s) . Ver Figura 2-1.

El balance de materia de la cantidad de soluto que se extrae en la etapa teórica es

$$N = L(x_e - x^*) = V(y^* - y_e) \quad (3-1)$$

El balance de materia de la cantidad de soluto que se extrae en la etapa real es

$$L(x_e - x_s) = V(y_s - y_e) \quad (3-2)$$

El acercamiento de la etapa real a la teórica, se expresa en función de la eficacia, tal como se ha definido anteriormente. Si se divide la ecuación (3-2) por la (3-1), se tiene

$$\epsilon = \frac{x_e - x_s}{x_e - x^*} = \frac{y_s - y_e}{y^* - y_e} \quad (3-3)$$

en la que el primer miembro es la llamada eficacia Murphree de refino y el segundo la eficacia Murphree de extracto.

La relación entre la eficacia de la etapa y los coeficientes de transferencia de materia; en el caso de que se traten soluciones diluidas, las cantidades de fase se mantengan prácticamente invariables y el coeficiente de reparto constante, es como sigue.

En un tiempo $d\theta$, el número de moles que se transfieren del refino al extracto es

$$dN_E = Vdy \quad (3-4)$$

Esta ecuación se puede escribir en función del coeficiente global de transferencia de materia

$$Vdy = K_E A(y^* - y)d\theta = K_E aW(y^* - y)d\theta \quad (3-5)$$

en la que

A = superficie de la interfase.

W = Volumen de la etapa.

a = superficie de interfase por unidad de volumen.

K_E = Coeficiente global de transferencia de materia en el extracto.

Agrupando variables en la ecuación (3-5), queda

$$K_E = \int_{y_e}^y \frac{dy}{y^* - y} = \frac{\pi_E aW\theta}{V} = \frac{\theta}{\theta_E} \quad (3-6)$$

en la que

N_E = Número de unidades de transferencia

θ_E = Tiempo de una unidad de transferencia

En el caso de que la función de equilibrio sea lineal, $y^* = Dx^*$, fácilmente se llega

$$\frac{\theta}{\theta_E} = \frac{K_E aW\theta}{V} = \frac{-\ln(1 - E)}{1 + DL/V} \quad (3-7)$$

En esta ecuación hay dos variables, el coeficiente global de transferencia de materia y la superficie de interfase por unidad de volumen, que hay que determinar para cada equipo que se vaya a emplear en la extracción. Ambas variables dependen de una serie de parámetros, muchos de los cuales son de difícil estimación, y que están en función del sistema de extracción elegido, así como de los medios de operación empleados. En la Figura 3-2 se presenta en un diagrama de bloques la relación de estas dos variables y sus parámetros.

De forma general se puede afirmar, que la relación entre las variables de diseño y las variables que conforman el mecanismo de la trans-

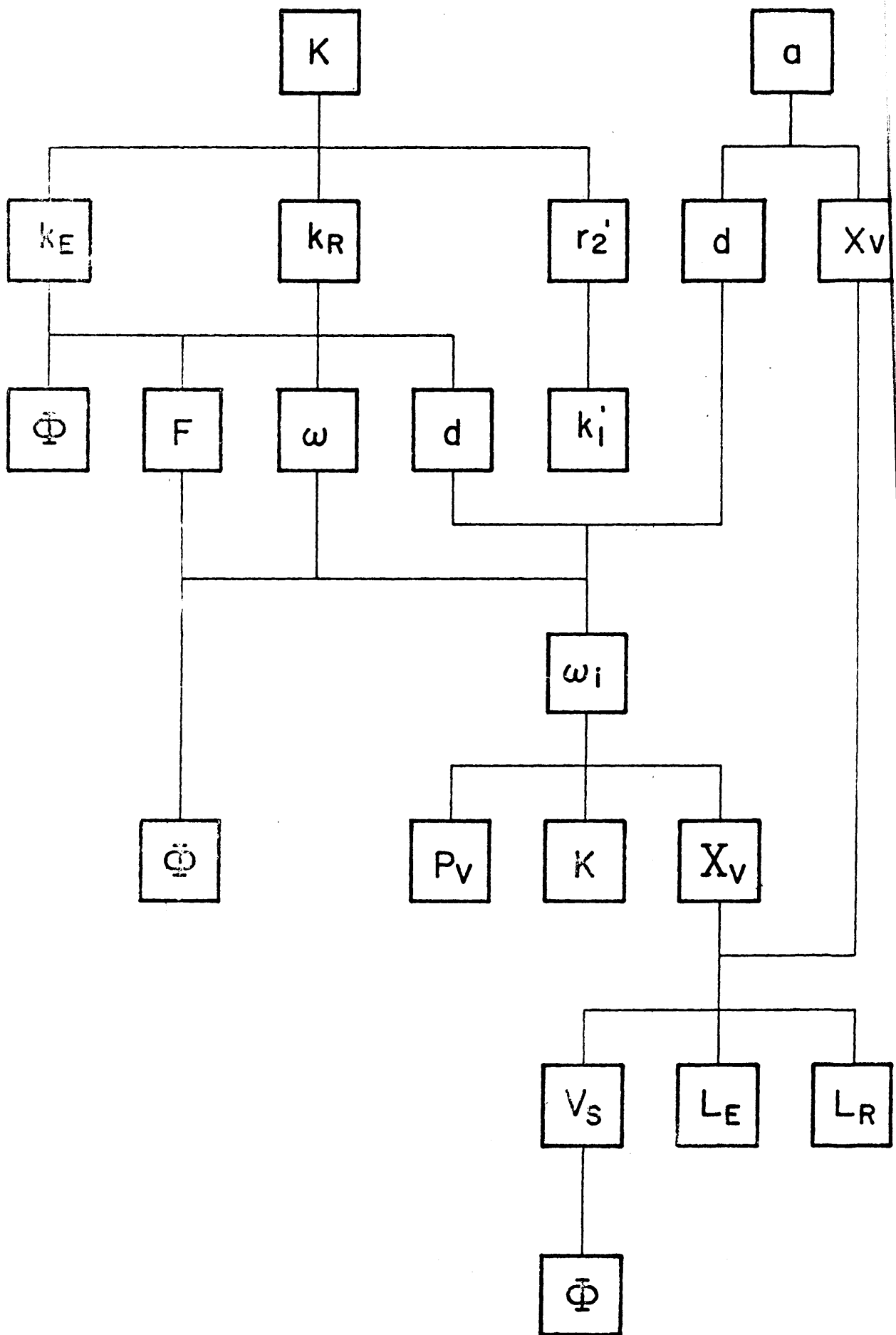


Fig. 3-2

ferencia de materia, será muy complicada y de difícil estimación, a no ser que se den las condiciones apuntadas anteriormente.

El diseño de una operación de extracción líquido-líquido se basa en el estudio y comparación de los factores siguientes:

1. Propiedades del sistema de extracción
2. Eficacia de los equipos
3. Tamaño de los aparatos
4. Tiempo de residencia por operación
5. Facilidad de separación de las fases
6. Número de las etapas reales

Todos estos factores están relacionados, de los cuales los cinco primeros atienden al estudio de la etapa, mientras que el último sirve para analizar cada uno de los diferentes procesos propuestos en el capítulo II.

En los apartados siguientes, se desarrollan cada uno de estos puntos para el caso de la concentración de soluciones acuosas de cinc por medio de extracción líquido-líquido, con una solución de ácido nafténico diluida en queroseno.

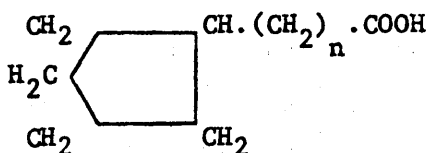
III.2. EL SISTEMA DE EXTRACCION

El agente de extracción tiene que reunir unas condiciones como, ser selectivo, no tóxico, no inflamable, no volátil, no soluble en la fase acuosa y tener una densidad lo más diferente a la del agua, para que la separación de las fases sea buena a la vez que las pérdidas por arrastre del agente de extracción sean lo más pequeñas posibles.

Las posibles sustancias que se pueden emplear como agente de extracción son muchas y dependen de las propiedades químicas del soluto que se desea extraer. En el caso que nos ocupa, extracción de soluciones de cinc, se ha elegido como agente el ácido nafténico, sustancia que diluida en un disolvente orgánico, se emplea para el beneficio de más de un metal por vía hidrometalúrgica; tales como, el hierro, el aluminio, el cobre, el níquel, el cobalto, el manganeso, el calcio y el cinc.

El ácido nafténico es un producto comercial que se obtiene como un derivado del refino de petróleo, entre 170 y 340°C. No es pues una

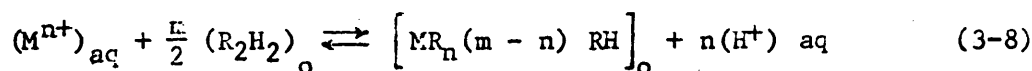
sustancia pura y su composición varía según sea la composición de los crudos de partida. Su peso molecular oscila entre 165 y 330, y su estructura base es la siguiente.



El ácido nafténico no es soluble en agua y se disuelve con gran facilidad en la mayoría de los disolventes orgánicos, de los cuales se ha elegido por su bajo costo el queroseno. Este agente de extracción se ha empleado durante años en más de una industria, dando un resultado negativo en cuanto a su toxicidad.

Las soluciones de ácido nafténico en queroseno, tienen la facilidad de separarse perfectamente de las soluciones de cinc en agua, siendo su solubilidad prácticamente nula.

La operación de extracción de una solución acuosa de metal empleando ácido nafténico, se puede representar de forma general por la reacción química siguiente.



en la que M^{n+} representa un ion metálico de valencia (n), (R_2H_2) representa el dímero del ácido nafténico, tal como se deduce de los espectros infrarrojos, y (m) es el número total de moléculas de ácido nafténico. Los subíndices -(aq) y (0)- indican la fase acuosa u orgánica.

Fletcher y Flett, han demostrado que las soluciones de ácido nafténico, cuando se emplean como agentes de extracción, en soluciones de elementos metálicos en fase acuosa, se conforman como resinas de cambio iónico. Así mismo, han verificado que para las disoluciones de níquel y cobalto en fase acuosa, los complejos que forman con el ácido nafténico corresponden a las fórmulas $-\text{Ni}_2\text{R}_4, 4\text{RH}$ y $\text{Co}_2\text{R}_4, 4\text{RH}-$, mientras que para las soluciones de cobre, probablemente el complejo formado corresponde a la ecuación, $-\text{Cu}_2\text{R}_4, 2\text{RH}-$. En el caso de las soluciones acuosas de cinc, no se dispone de información precisa en cuanto a la composición del complejo formado, tan sólo se puede dar una aproximación de tipo cualitativo en la que la relación entre los moles de cinc por moles de monómero de ácido nafténico oscila entre 1,5 y 1,7.

Se denomina coeficiente de reparto, la relación entre las concentraciones en metal de las fases orgánica y acuosa, cuando ambas están en equilibrio.

Aplicando la ley de acción de masas en la ecuación (3-8), tomando logaritmos y despejando el coeficiente de reparto, se obtiene

$$\log D = \log K + n \text{ pH} + \frac{m}{2} \log [R_2 H_2]_0 \quad (3-9)$$

siendo -K-, la constante de la ley de acción de masas.

Analizando esta ecuación, se deduce que el reparto del elemento metálico entre una fase acuosa y otra orgánica, en una operación de extracción líquido-líquido, depende del pH y de la concentración del agente de extracción para valores constantes de la concentración de metal en la fase acuosa y de la temperatura. En el capítulo sexto de esta memoria se analizan la influencia de estas variables tomando como base los valores encontrados por experimentación de las isotermas de equilibrio.

Para la operación de reextracción de la solución de cinc en ácido nafténico a la fase acuosa, se emplea una solución de ácido sulfúrico en agua. La transferencia de cinc a esta fase tiene lugar según la reacción siguiente.



En esta reacción se cumple que, la relación entre los moles de ácido sulfúrico en la fase acuosa y los moles de cinc en la fase orgánica es igual a la unidad e independiente de la concentración inicial de ácido sulfúrico en agua. La operación, pues, transcurre siguiendo un mecanismo cinético de una reacción irreversible de orden cero. (Ver apartado III.4).

III.3. EFICACIA EN LA OPERACION DE EXTRACCION

El trabajo experimental se ha desarrollado sobre el tratamiento de soluciones acuosas de cinc no concentradas, por medio de una extracción con ácido nafténico diluido en queroseno. En las concentraciones de cinc de trabajo, iguales o menores a tres gramos por litro, el coefi-

ciente de reparto, a pH ácidos de la solución acuosa, es muy pequeño. Un aumento del valor del coeficiente, trae consigo una disminución de la acidez en la fase acuosa y una precipitación del cinc debido a sus propiedades químicas; de aquí que fuese necesario el empleo de sulfato amónico para disolver el precipitado y estar en condiciones más favorables de transferencia de cinc a la fase orgánica.

La eficacia en la transferencia de materia, está íntimamente relacionada con los siguientes factores:

1.- Forma en que se ponen en contacto las fases.

Los equipos que se han empleado en el trabajo experimental corresponden a tres formas diferentes de flujo de las fases.

2.- Acondicionamiento químico-físico de la fase acuosa

La fase acuosa está constituida por soluciones de cinc, de concentración igual o inferior a tres gramos por litro, en una solución de ciento veinte gramos por litro de sulfato amónico. Los valores de los pH a los que hay que acondicionar esta fase están comprendidos entre 6,5 y 9,0.

3.- Concentración de ácido nafténico en queroseno. El coeficiente de reparto aumenta con dicha concentración.

4.- Relación entre las fases. Se define en extracción como el volumen o el gasto de la fase acuosa dividido por el volumen o el gasto de la fase orgánica, según que la operación sea por cargas o continua. Este valor representa la pendiente de la recta de operación de la etapa.

5.- El tiempo de residencia de la operación.

A pesar de que el número de variables no es muy elevado, la posibilidad de combinación de las mismas es muy amplia; por ello, tan sólo se han estudiado las siguientes situaciones.

Extracción en tanque agitado por cargas, para estudiar la transferencia de materia en flujo de pistón ideal; y extracción en operación continua en flujo de mezcla en tanque agitado y en otras dos variantes intermedias que se han denominado, flujo helicoidal simple y flujo helicoidal con mezcla.

Entre todos los posibles valores de la concentración de cinc en la fase acuosa, los valores de 0,35, 0,90 y 3,00 gramos por litro son comunes, tanto a la extracción por cargas como a las tres modalidades de

extracción continua. Estos valores de las concentraciones, le corresponden en las isothermas de equilibrio unas concentraciones de cinc en la fase orgánica que pueden definir tres situaciones diferentes de evolución hacia el equilibrio. En efecto, a partir del origen hay un primer tramo de la función de equilibrio en la que la variación de la concentración de cinc en la fase orgánica es casi lineal con la concentración de dicho metal en la fase acuosa; a continuación se puede apreciar un segundo tramo, en el que la relación de concentraciones de cinc en la fase orgánica y acuosa decrece fuertemente y, por último, se puede destacar otro tramo de la isoterma en el que la concentración de cinc en la fase orgánica es prácticamente constante para valores diferentes de la concentración de metal en la fase acuosa. En la extracción continua para la variante de flujo helicoidal con mezcla, además de otros valores de la concentración de cinc en la fase acuosa de entrada, también se ha trabajado con las concentraciones de 0,15 y 0,60 gramos por litro; y para la variante de flujo helicoidal simple, además de los cinco valores de la concentración ya apuntados, también se trabajó con 1,20 gramos de cinc por litro de concentración en la solución fértil.

Solamente se han considerado los casos de acondicionamiento de la fase acuosa para un valor del pH igual a siete, pues esta situación es la que presenta un reparto más favorable para todos los valores de la concentración de cinc en la fase acuosa, tanto para la concentración de ácido nafténico en queroseno del 10.0%, como para los otros dos valores de 12,5 y 15,0.

A la vista de los datos que se han expuesto en el capítulo segundo, se puede notar que el número de etapas teóricas comprendidas dentro del entorno del mínimo de etapas más dos, para cada una de las variantes de proceso de extracción que se proponen, no varía con la concentración de ácido nafténico en la fase orgánica. El valor que se ha elegido es el de 10.0, en tanto por ciento en volumen, siendo esta situación la que presenta menos facilidad de transferencia por su menor contenido en ácido nafténico.

Los valores que se han elegido para las relaciones de fases, corresponden específicamente para cada tipo de extracción, bien de forma continua o por cargas. Entre todos ellos, los valores que se han tomado son cinco, diez, quince, veinte y treinta. Con un mínimo de tres de estos valores y, para las condiciones iniciales de operación de coordena-

das $(X_0, Y_0) = (0,90, 0,00)$, el abanico de las rectas de operación se solapan con los pertenecientes a las concentraciones de cinc en la fase acuosa de 0,35 y 3,00 gramos por litro.

Los tiempos de residencia que se han tomado son: 5, 10, 20, 30, 40, 60 y 120 segundos para la extracción por cargas y, en las variantes de la extracción continua, los tiempos de residencia de cada una de ellas están comprendidos entre los valores de 5, 10, 15, 20, 30, 40 y 60 segundos. En ambas modalidades de operación, se puede afirmar que a partir de los treinta segundos de tiempo de residencia, la cantidad de cinc que transfiere desde la fase acuosa a la orgánica es constante.

En todos los casos estudiados, el valor inicial de la concentración de cinc en la fase orgánica ha sido nulo. Siempre que no se recirculase fase orgánica.

En los apartados siguientes, se pormenorizan para cada flujo de fases en extracción, las situaciones propias de cada uno de ellos; también se establecen las relaciones entre la eficacia de la etapa y las variables que condicionan la transferencia de materia para cada caso.

III.3.1. Extracción por cargas

La extracción por cargas sirvió para establecer la interrelación de las variables que condicionan este proceso de extracción, ya que del análisis de los resultados obtenidos se pueden planificar las series de experimentaciones para la extracción en flujo de mezcla y en flujo intermedio entre este último y el de pistón ideal.

La experimentación se llevó a efecto en decantadores de 500 cc de capacidad, en el que las fases se mezclaban por medio de un agitador con doble paletas planas, con una velocidad de giro de 800 r.p.m. Esta operación se realizó en régimen isotérmico a una temperatura de 25°C.

Los valores paramétricos que se dieron a cada variable del proceso son:

- (L). Volumen de solución acuosa de cinc tratada. Se tomaron los valores de 200, 400 y 300 centímetros cúbicos.
- (V). Volumen de solución orgánica tratada. Se tomaron los valores de 10, 20 y 30 centímetros cúbicos.

- (R). Relación de fases o pendiente de la recta de operación en la etapa. Dividiendo los valores de (L) y (V) dados anteriormente se llega a los resultados de 10, 20 y 30.
- (X₀). Concentración de cinc en la fase acuosa, (disolución de 120 gramos por litro en agua). Los valores son los dados en el apartado anterior, 0,35, 0,90 y 3,00 gramos por litro.
- (Y₀). Concentración de cinc en fase orgánica. Su valor es cero.
- (Cu). Concentración de ácido nafténico en queroseno. Se tomaron los valores de 10,0, 12,5 y 15,0 en tanto por ciento en volumen.
- (pH). El pH de la fase acuosa fue de 7,0.
- (t). Tiempo de mezcla de las fases. Se tomaron los valores de 5, 10, 20, 30, 40, 60 y 120 segundos.

De la combinación de todos los valores de las variables, se desprende que el número de situaciones estudiadas hacen un total de ciento ochenta y nueve.

Con objeto de simplificar lo más posible la presentación de las tablas de resultados, se ha seguido la siguiente notación.

- (α). Conversión de cinc en la extracción. Se ha definido como

$$\alpha = \frac{X_0 - X}{X_0} \quad (3-11)$$

El valor de la concentración de cinc para un tiempo de residencia cualquiera, se tiene despejando el valor de (X) en la ecuación anterior

$$X = X_0(1 - \alpha) \quad (3-12)$$

El valor de la concentración de cinc para un tiempo de residencia cualquiera, se obtiene planteando un balance de materia en la etapa.

$$L(X_0 - X) = V(Y - Y_0) \quad (3-13)$$

Teniendo en cuenta que, Y₀ = 0, y que L/V = R, sustituyendo estas relaciones en la ecuación anterior, fácilmente se llega a

$$Y = \alpha \cdot R \cdot X_0 \quad (3-14)$$

Así mismo, se define el tanto por uno de la cantidad de cinc que se transfiere entre las fases, como el cociente entre la conversión para un tiempo cualquiera y la conversión para ciento veinte segundos.

En las Tablas 3-1 y 3-2, se dan los valores de las conversiones y de los tanto por uno de la cantidad de cinc que se transfieren para las razones de fases propuestas y las concentraciones de ácido nafténico en queroseno del 10,0 y 15,0% en volumen. En ellas, con el valor de (θ_R) , se engloban los valores de los tiempos de residencia de 40, 60 y 120 segundos y (α_R) , es el valor de la conversión para el tiempo de residencia igual a (θ_R) .

Los valores de las conversiones para cada tiempo de resistencia, se han ajustado según el siguiente modelo matemático.

$$\alpha = \alpha_R \left[1 + \frac{c - 1}{\exp(d\theta) - c} \right] \quad (3-15)$$

Los valores de (c) y (d) se dan en la Tabla 3-3, y las representaciones de las funciones aparecen de las Figuras 3-3 a la 3-11, ambas inclusive.

Del análisis de los resultados, se deduce que la transferencia de cinc de la fase acuosa a la fase orgánica tiene lugar para tiempos de residencia muy bajos. Al principio, la variación de la concentración de cinc en la fase orgánica es elevada para 5 y 10 segundos, a continuación se hace progresivamente menor, para los tiempos de 20 y 30 segundos y, finalmente, se mantiene constante a partir de los cuarenta segundos. También se puede ver que para un tiempo de mezcla igual a veinte segundos, se ha transferido el noventa por ciento de la cantidad de cinc que se extrae a la fase orgánica.

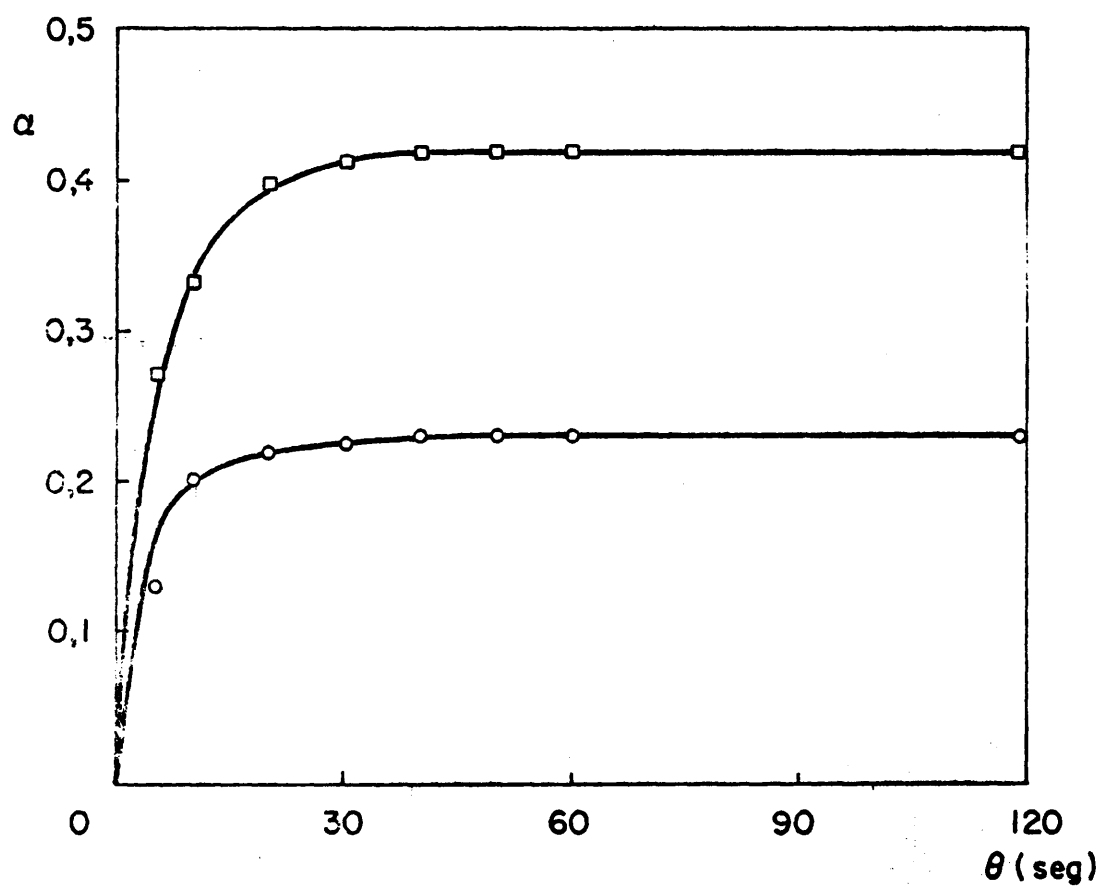
Para las condiciones de régimen, -la conversión no varía con el tiempo de mezcla-, la cantidad de cinc que se transfiere a la fase orgánica, está relacionada con la concentración de ácido nafténico, la concentración inicial de cinc en la fase acuosa y la relación de las fases. Fácilmente se puede ver que, si se fijan dos de estas variables, la cantidad de cinc extraída crece al aumentar el valor de la tercera variable. En la Tabla 3-4, se dan los valores de las concentraciones de cinc en ambas fases para las condiciones de régimen.

Si se toma como valor paramétrico la concentración de cinc inicial en la fase acuosa y se representan en papel doble logarítmico en el eje de ordenadas, los valores de la concentración de cinc en la fase

VARIACION DE LA CONCENTRACION DE Zn
EN FUNCION DEL TIEMPO

$$X_0 = 3.0 \text{ gr/l}$$

$$R = 10$$



○ $C_n = 10\% \text{ Vol.}$

□ $C_n = 15\% \text{ Vol.}$

Fig. 3 - 3

$$X_0 = 3 \text{ gr/l}$$

$$R = 20$$

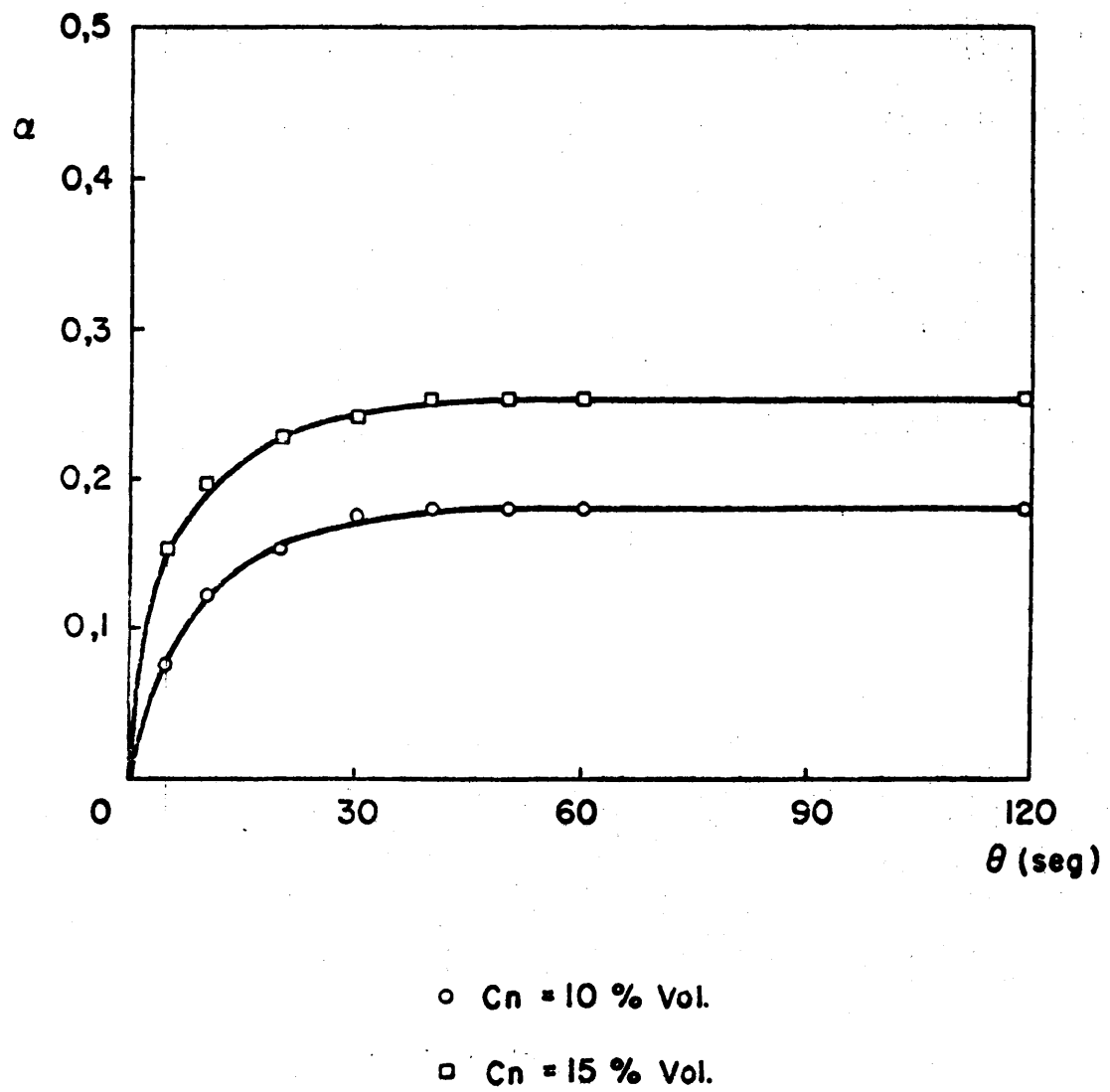
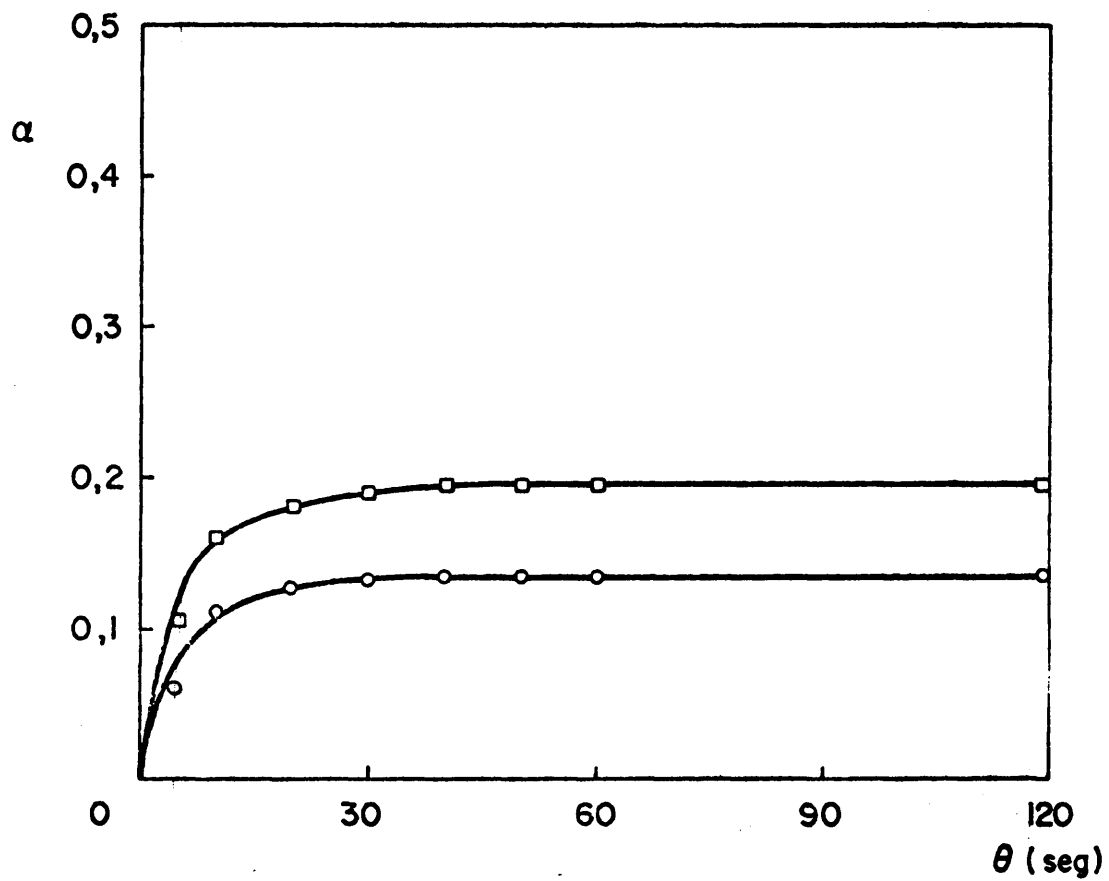


Fig. 3-4

$$X_0 = 3 \text{ gr/l}$$

$$R = 30$$



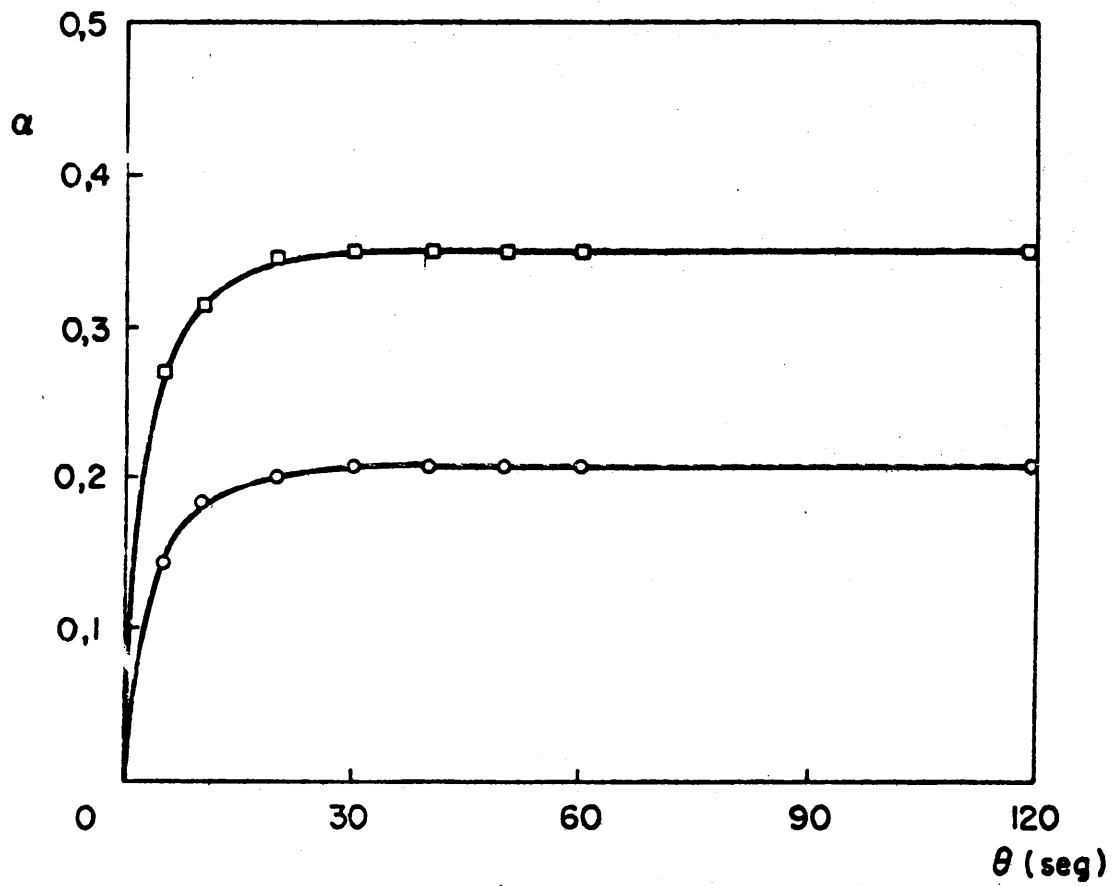
○ $C_n = 10 \text{ \% Vol.}$

□ $C_n = 15 \text{ \% Vol.}$

Fig. 3 - 5

$$X_0 = 0,90 \text{ gr/l}$$

$$R = 10$$



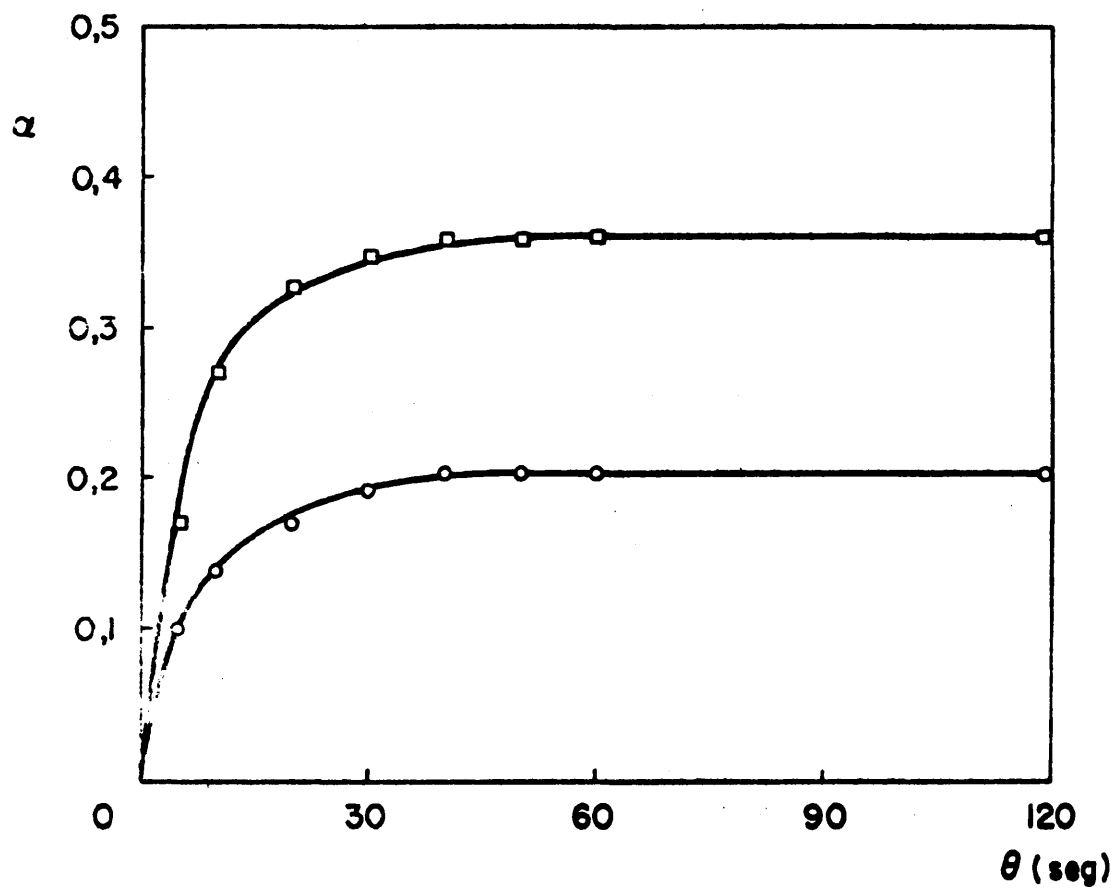
○ $C_n = 10\% \text{ Vol}$

□ $C_n = 15\% \text{ Vol}$

Fig. 3-6

$$X_0 = 0,90 \text{ gr/l}$$

$$R = 20$$



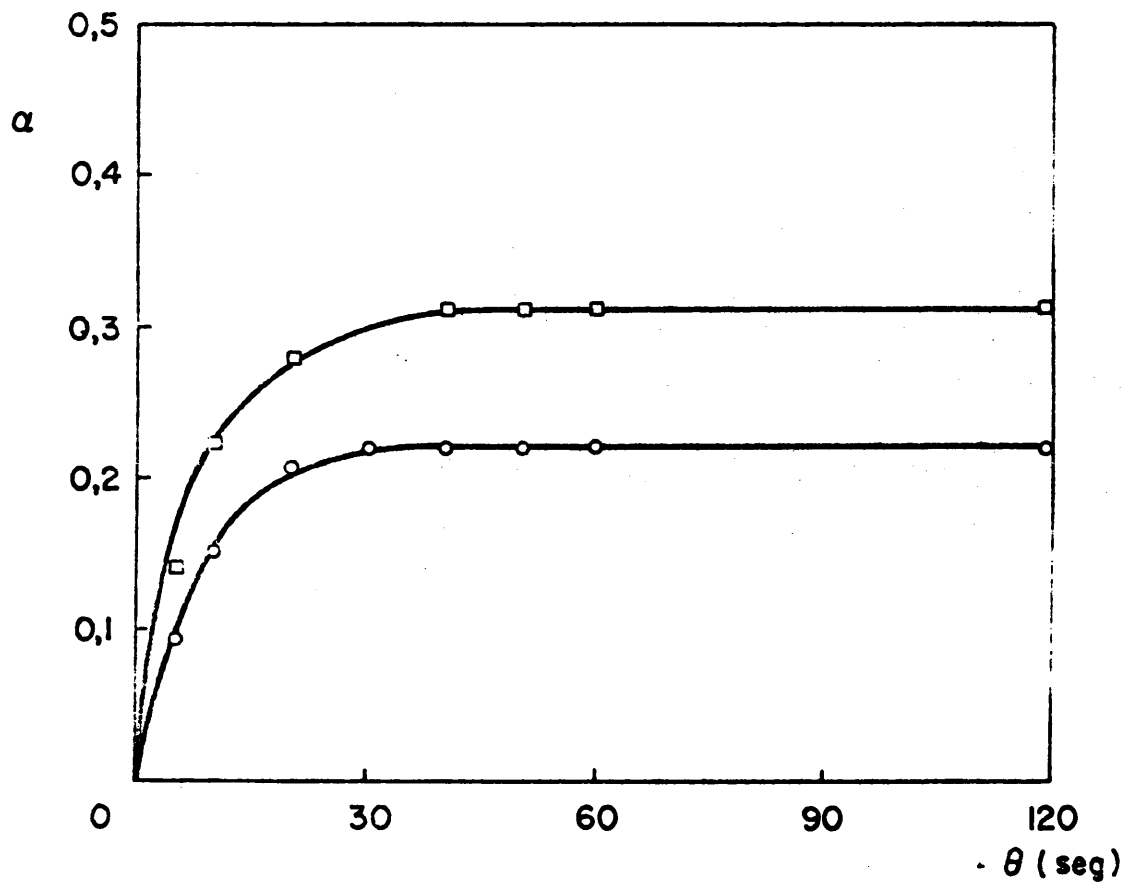
○ $C_n = 10\% \text{ Vol}$

□ $C_n = 15\% \text{ Vol}$

Fig. 3-7

$x_0 = 0,90$

$R = 30$



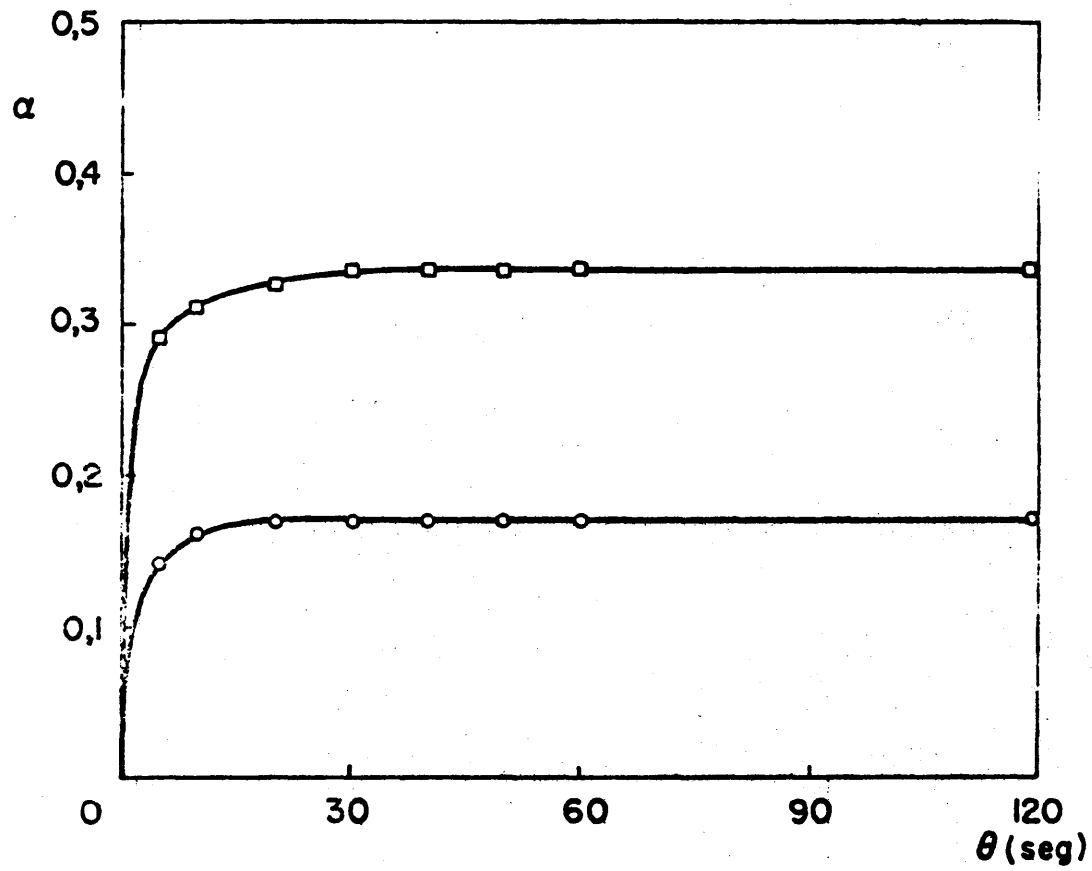
○ $C_n = 10\% \text{ Vol}$

□ $C_n = 15\% \text{ Vol}$

Fig. 3-8

$$X_0 = 0,35 \text{ gr}_1$$

$$R = 10$$



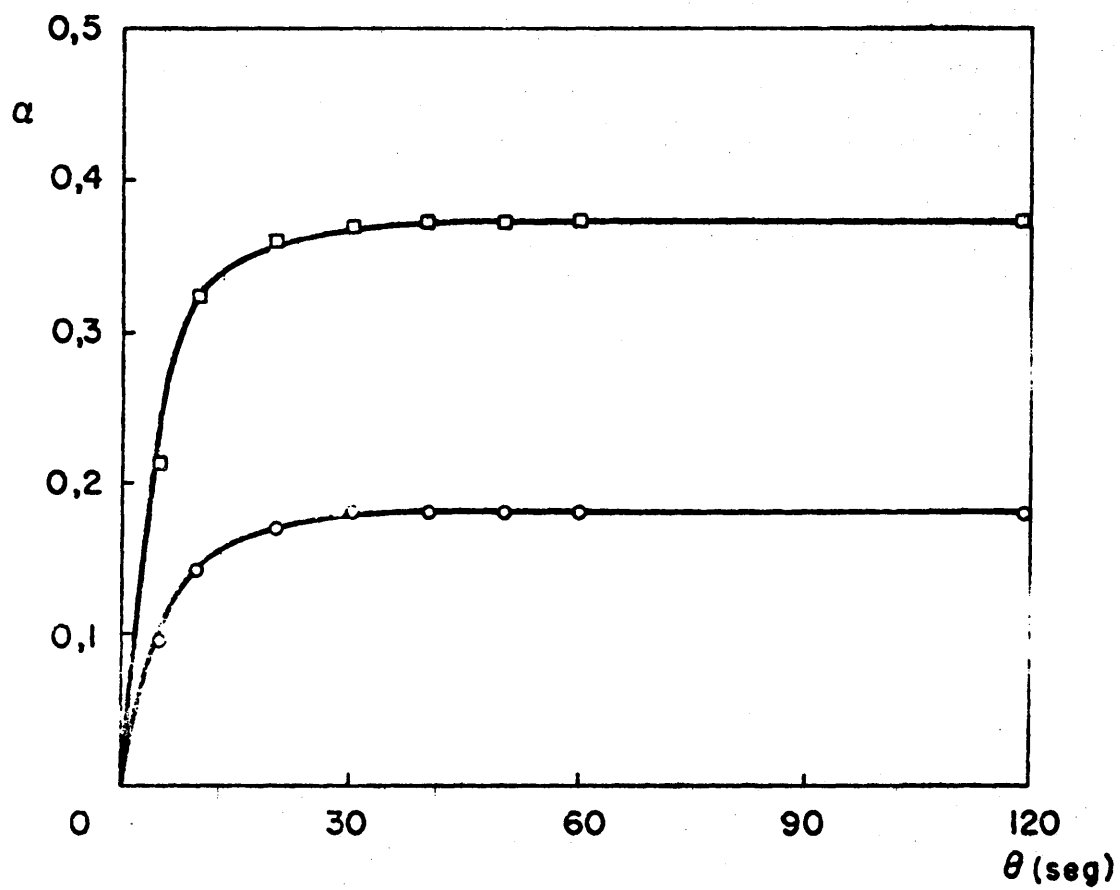
○ $C_n = 10\%$ Vol

□ $C_n = 15\%$ Vol

Fig. 3 - 9

$$X_0 = 0,35 \text{ gr/l}$$

$$R = 20$$



○ $C_n = 10\% \text{ Vol.}$

□ $C_n = 15\% \text{ Vol.}$

Fig. 3-10

$$x_0 = 0,35 \text{ gr/l}$$

$$R = 30$$

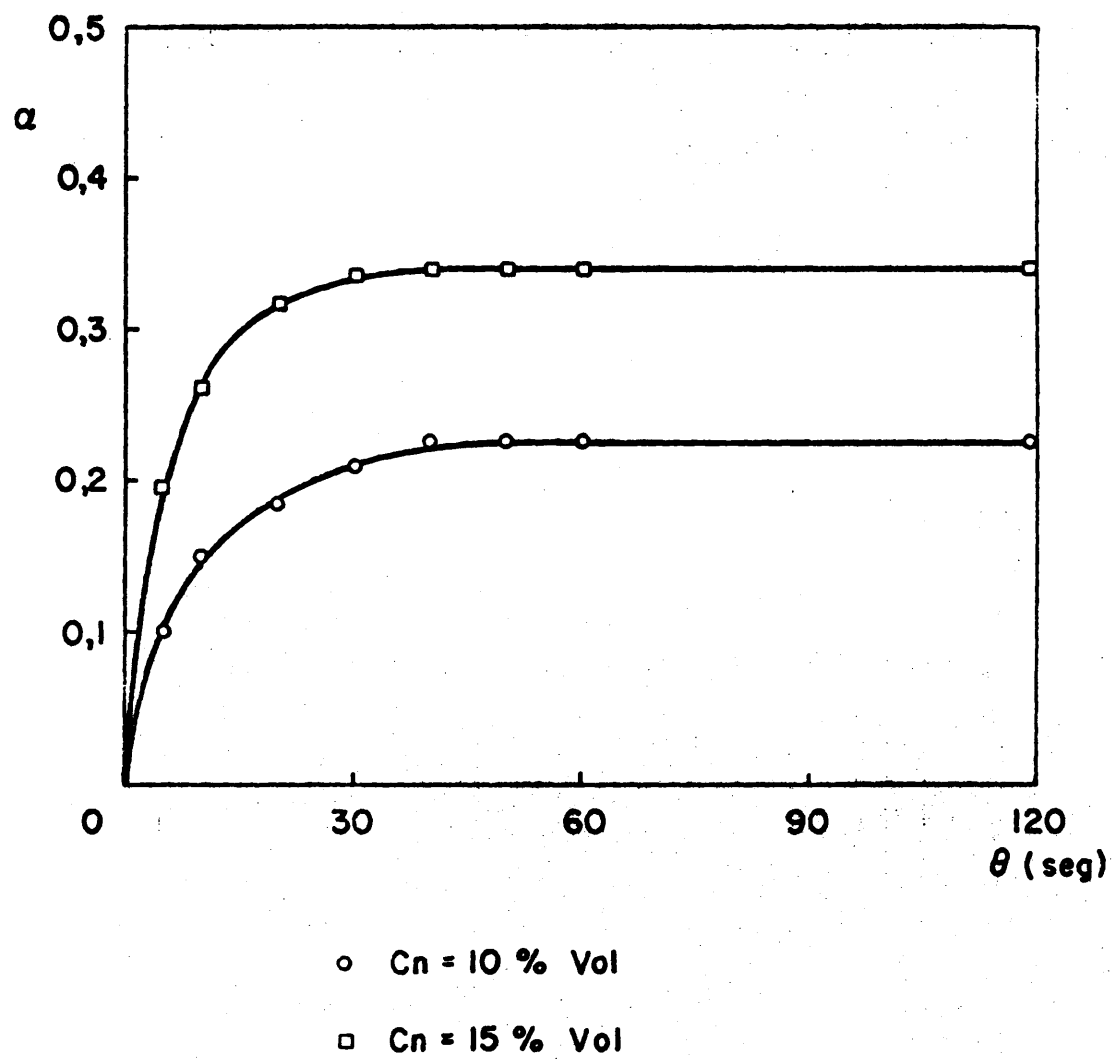


Fig. 3 - II

orgánica una vez realizada la extracción y en el de abscisas la relación de los volúmenes de las fases tratadas, los puntos experimentales quedan agrupados en líneas rectas, (ver Figura 3-12). Estas dos variables están relacionadas por la ecuación

$$Y = a R^b \quad (3-16)$$

los valores de (a) y (b), se dan en la Tabla 3-5.

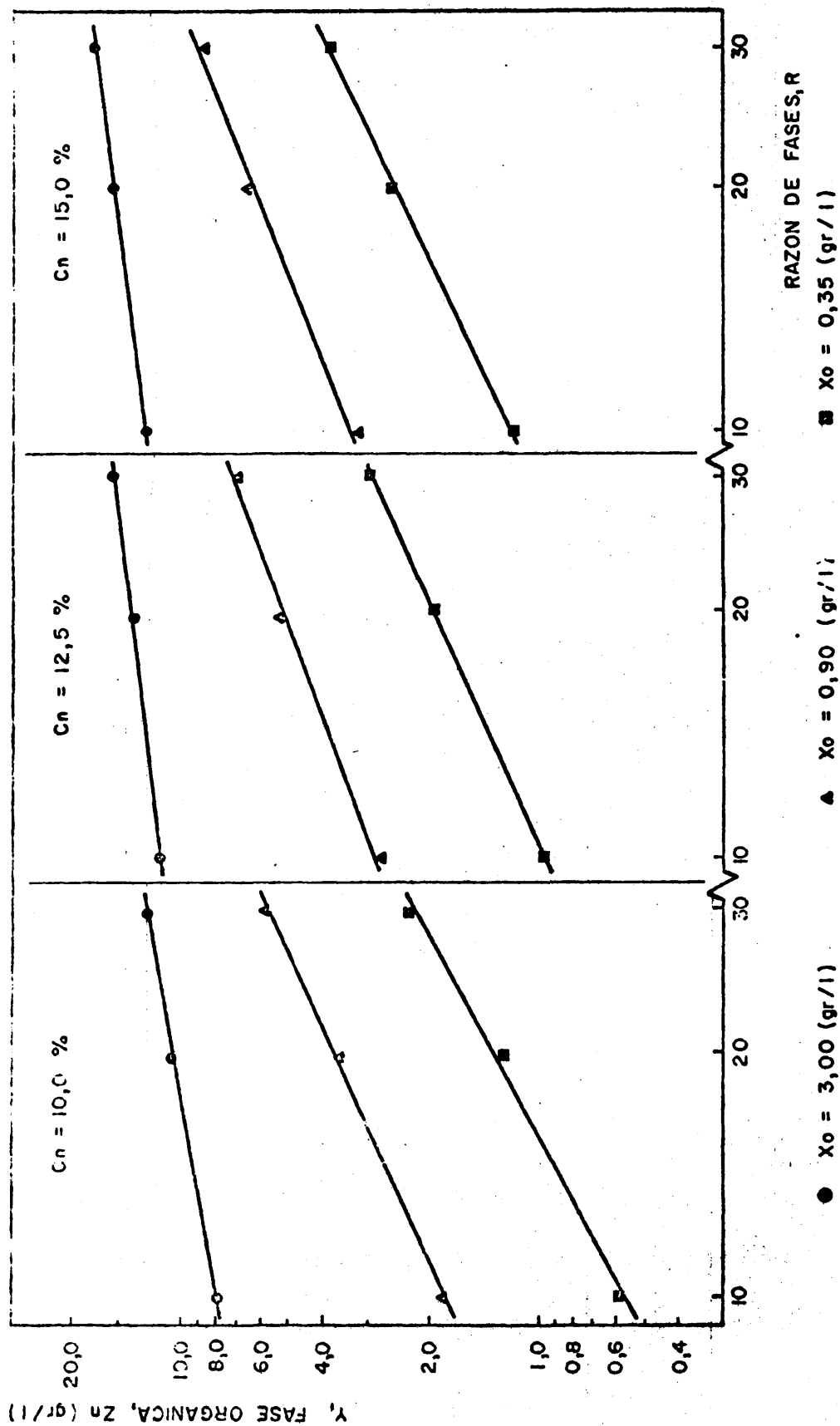
Así mismo, los valores de la pendiente y de la ordenada en el origen de la ecuación anterior, están relacionados con la concentración inicial de cinc en la fase acuosa siguiendo la ley logarítmica.

El cálculo de las eficacias Murphree de la etapa para los casos que se han propuesto, se efectúa sustituyendo los valores de las concentraciones de cinc en la fase orgánica, pertenecientes a las isoterms de equilibrio a pH igual a siete y para las concentraciones de ácido nafténico de 10,0, 12,5 y 15,0 en tanto por ciento de la Tabla 3-6, y los valores de la concentración de cinc en la fase orgánica al final de la extracción de la Tabla 3-4, en la ecuación (3-3). Los valores de las eficacias se han agrupado en la Tabla 3-7.

Las eficacias también están relacionadas con el cociente de volúmenes de las fases, la concentración inicial de cinc en la fase acuosa y con la concentración de ácido nafténico en la fase orgánica. Si se fijan dos variables cualesquiera de las apuntadas, tal como se puede ver en las Figuras 3-13, 3-14 y 3-15, la variación de la eficacia con la relación de volúmenes de las fases es lineal, menos para el caso de la extracción de la solución de tres gramos por litro de cinc en la fase acuosa con la disolución de ácido nafténico del diez por ciento en volumen.

III.3.2. Extracción continua, flujo de mezcla

A la vista de los resultados obtenidos en la extracción por cargas, se estimó importante seguir las mismas directrices de investigación para el estudio de la extracción en flujo de mezcla. El trabajo experimental se realizó en un tanque en el que las fases entraban por el fondo y se mezclaban por medio de un agitador de doble paletas planas con una velocidad de giro de 900 r.p.m. El volumen del tanque en agitación es de 22.16 centímetros cúbicos, valor deducido a partir de los rangos



PROCESO POR CARGA (FLUJO DE PISTON)

Fig. 3-12

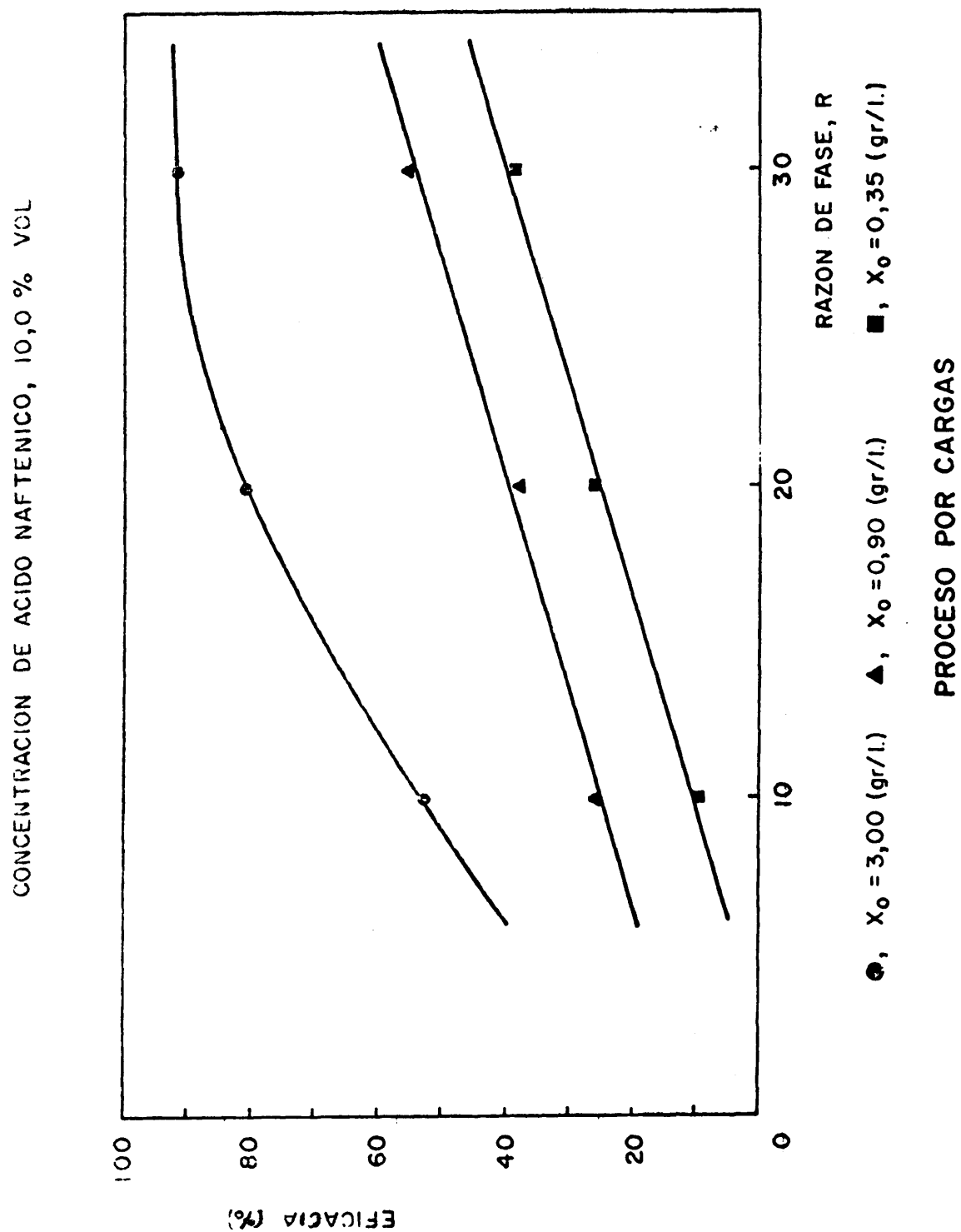


Fig. 3 - 13

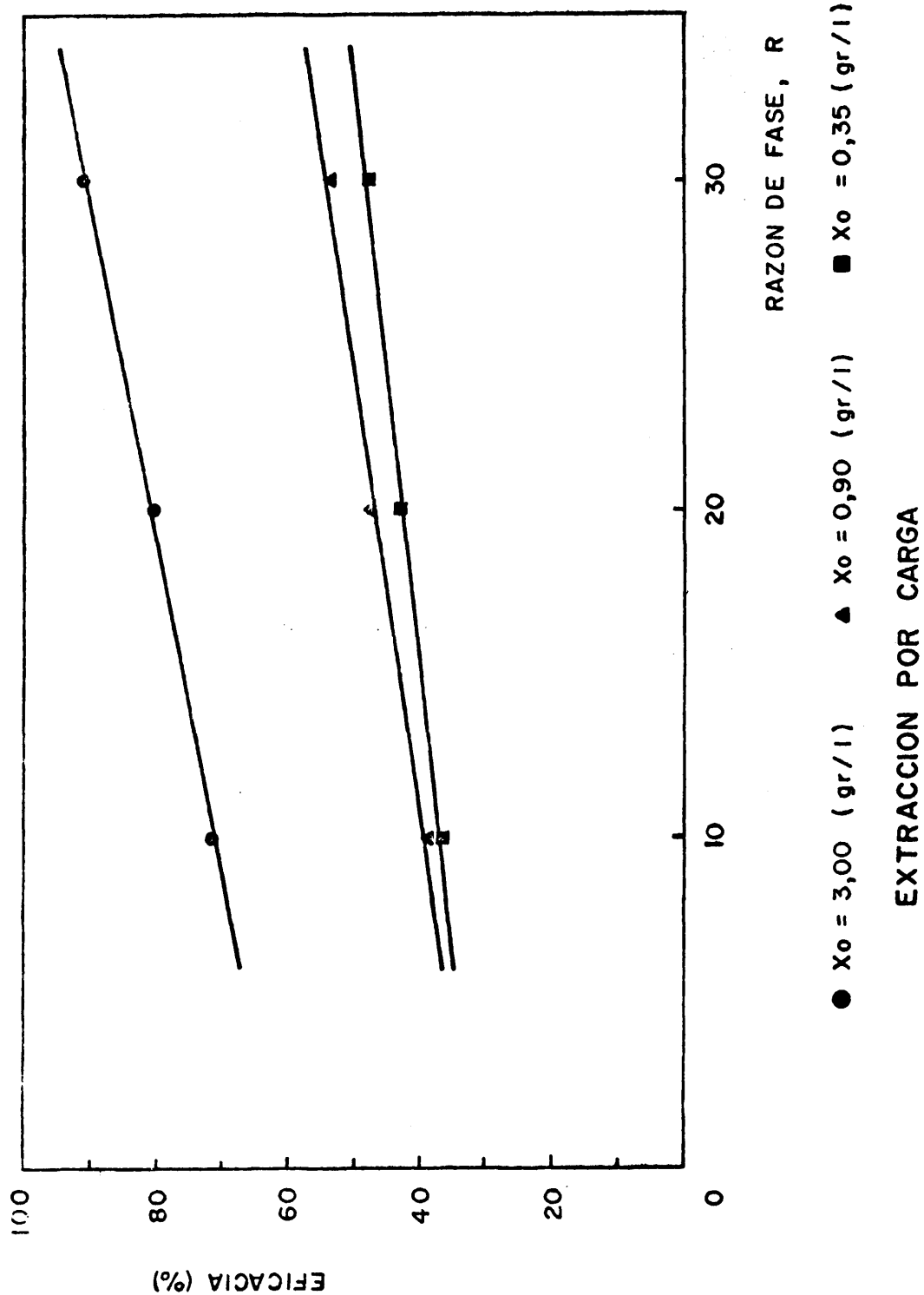


Fig. 3-14

CONCENTRACION DE ACIDO NAFTENICO = 15,0 % VOL.

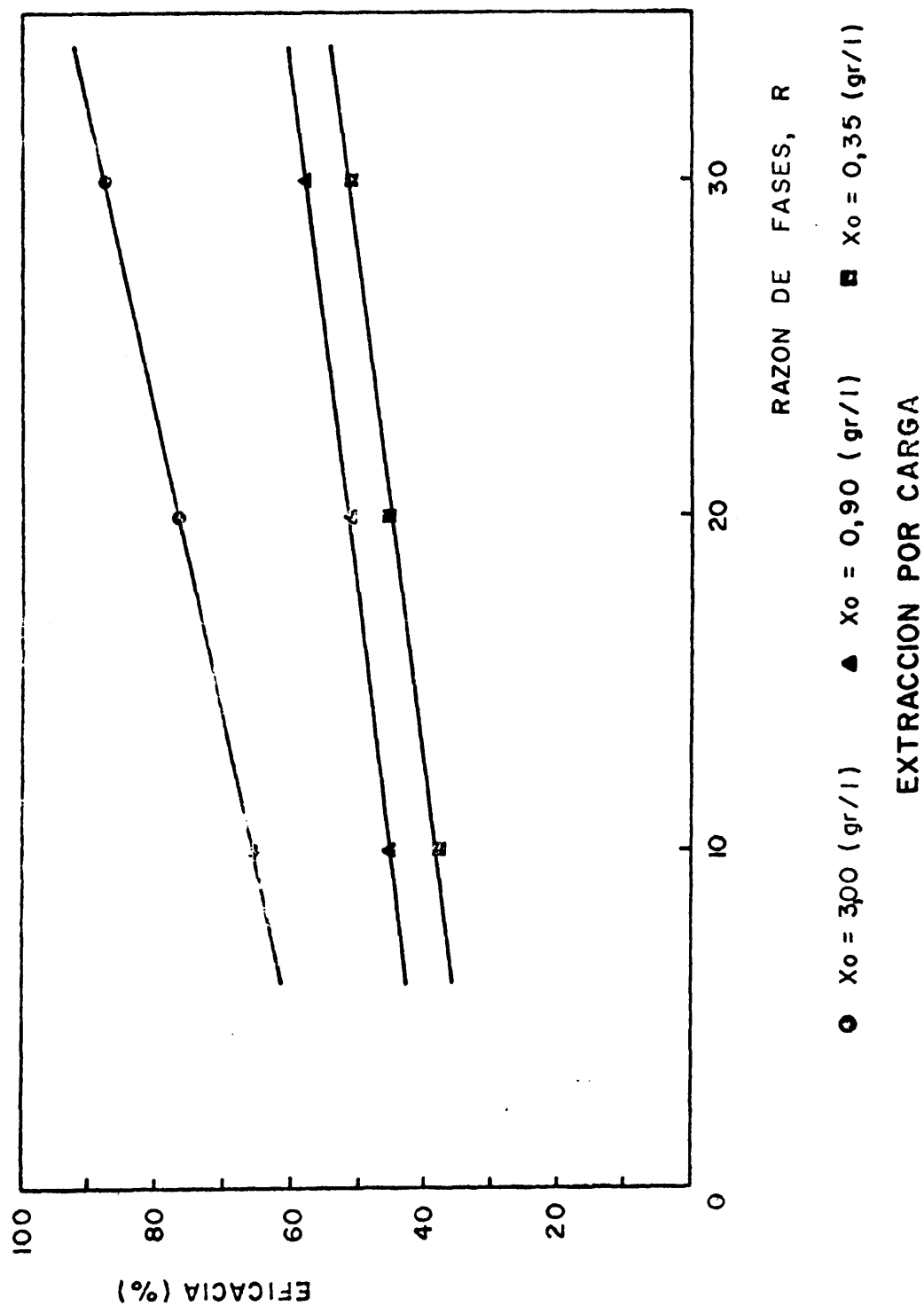


Fig. 3 - 15

de variación de las bombas de impulsión de las fases que se ha dispuesto y del amplio entorno de trabajo de las relaciones de fases. Toda la experimentación se realizó en régimen isotérmico a temperatura de 25°C.

Para el estudio de la transferencia de cinc entre las fases se han seguido dos técnicas. La primera es idéntica en líneas generales a la operación por cargas, ya que las concentraciones de cinc en ambas fases son las mismas que en el proceso anterior. En la segunda, la fase orgánica va cargada de cinc, y las relaciones de las fases son menores. Estas condiciones se corresponden formalmente con una operación de extracción, en la que se recircula parte de la fase orgánica de salida de la etapa a la entrada de la misma.

III.3.2.a. Flujo de mezcla sin recirculación de fase

En esta operación, los valores paramétricos que se han dado a cada variable son:

- (X₀). Concentración de cinc en la fase acuosa. Los valores son los mismos que los de la extracción por cargas, (ver apartado III.3.1).
- (Y₀). Concentración de cinc en la fase orgánica. Su valor, al igual que en el proceso anterior, es cero.
- (c_n). Concentración de ácido nafténico en queroseno. Se ha tomado el valor de 10,0 por ciento en volumen.
- (pH). El pH de la fase acuosa de entrada fue de 7,0.
- (θ). Tiempo de residencia de extracción. Se tomaron unos valores que oscilaron alrededor de 5, 10, 20, 30, 40 y 50 segundos.
- (R). Relaciones de fases o pendiente de la recta de operación de la etapa. Esta relación es el cociente entre el caudal de la fase acuosa y el caudal de la fase orgánica. Los valores que se han fijado son 5, 10, 15, 20 y 30.

Los caudales de ambas fases, se calculan por medio de las relaciones siguientes.

$$F_o = \frac{W}{\theta(1 + R)} \quad (3-17)$$

siendo $-F_o$ el caudal volumétrico de la fase orgánica, y $-W$ el volumen en agitación del mezclador. El caudal de la fase acuosa $-F_A$ se calcula teniendo en cuenta la relación de las fases.

En las Tablas 3-8, 3-9 y 3-10, se dan los valores de las variables con que se han realizado el trabajo experimental, los valores de las concentraciones de cinc en las dos fases a la salida del mezclador y, el error que se ha tenido al cerrar el balance de materia de cinc en la etapa. El número de operaciones realizadas, da un total de setenta y cinco, de las cuales tan sólo aparecen en las tablas cuarenta y dos, ya que a partir de un tiempo de residencia igual a veinte segundos, las concentraciones de cinc de las fases en salida no varían con esta variable menos para la relación de fases igual a cinco, para la cual la concentración de cinc permanece constante para todos los tiempos de residencia. Al igual que en el proceso por cargas, la extracción de cinc a la fase orgánica, es función de la relación de fases y de la concentración de entrada de cinc de la fase acuosa; dicho valor de la extracción crece cuando aumentan cualquiera de estas dos variables, tomando una de ellas como parámetro.

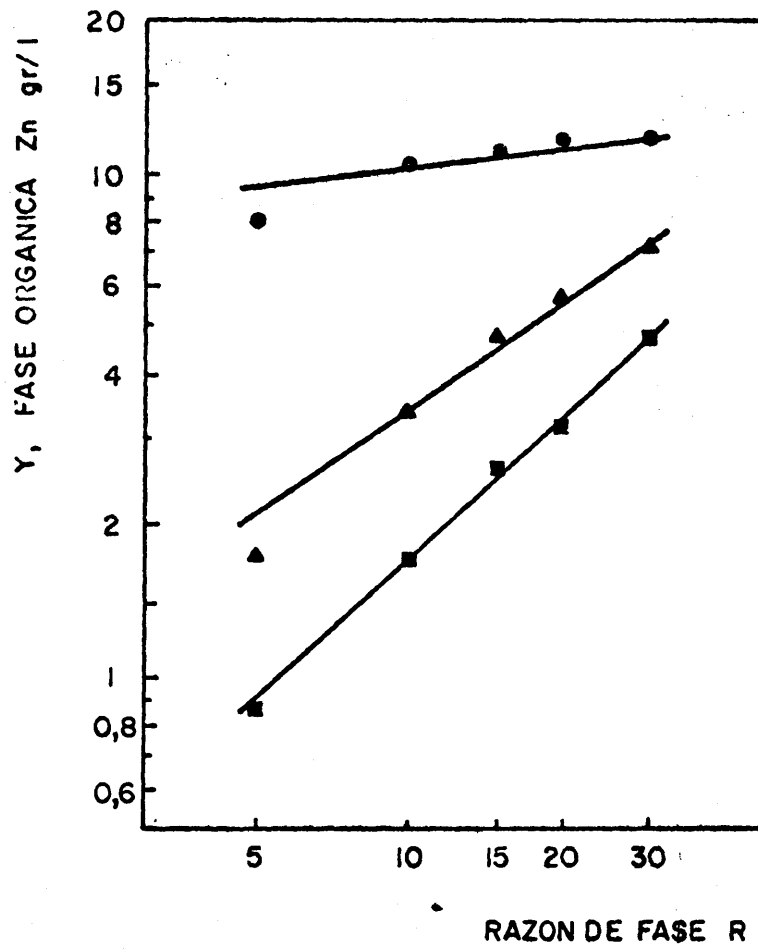
Si se representan en el eje de ordenadas el logaritmo de la concentración de cinc en la fase orgánica y en el de abscisas, el logaritmo de la relación de caudales de trabajo, los puntos experimentales quedan alineados, (ver Figura 3-16). La relación entre estas dos variables es del tipo

$$Y = a R^b \quad (3-18)$$

Los valores de la pendiente y de la ordenada en el origen se dan en la tabla siguiente

X_o	a	b
3,00	0,76	0,13
0,90	0,48	0,82
0,35	0,17	1,00

Para las concentraciones de cinc en la fase acuosa iguales o inferiores a 0,90 gramos por litro, los valores de la concentración de cinc



- $X_0 = 3,00$ gr/l
- ▲ $X_0 = 0,90$ gr/l
- $X_0 = 0,35$ gr/l

Fig. 3-16

en la fase acuosa de salida son función, como ya se ha dicho, de la relación de fases de trabajo y de la concentración de cinc en la fase acuosa de entradas, quedando agrupados por la ecuación siguiente.

$$Y = [0,56 X_0 - 0,03] R^m \quad (3-19)$$

siendo $-m-$ una función de X_0 del tipo.

$$m = 0,80 X_0^{-0,22} \quad (3-20)$$

Los valores de las eficacias Murphree de cada uno de los casos estudiados, se calculan sustituyendo en la ecuación (3-3), los valores de la concentración de cinc en la fase acuosa y orgánica de salida de la etapa que se han dado en las Tablas 3-8, 3-9 y 3-10, y los valores de las concentraciones de cinc de equilibrio a pH igual a siete y concentración de ácido nafténico de diez por ciento en volumen de la Tabla 3-6. Los resultados finales aparecen en la Tabla 3-7.

La eficacia de la operación de extracción en flujo de mezcla, está relacionada con el cociente de las fases de trabajo y con la concentración de cinc de entrada de la fase acuosa. Tomando como valor paramétrico esta última variable, la eficacia aumenta para relaciones de fases cada vez mayores. La relación funcional de estas dos variables es lineal y del mismo orden para los valores de la concentración de cinc en la fase acuosa de entrada de 0,35 y 0,90 gramos por litro, para el valor de 3,00 gramos por litro no lo es (ver figura 3-17). Si se toma como valor paramétrico la relación de fases, el valor de la eficacia es máximo para la concentración de cinc de 3,00 gramos por litro, disminuye y alcanza un valor mínimo para una concentración de cinc aproximada de 1,10 gramos por litro y, finalmente, vuelve a crecer a medida que la concentración de cinc en la fase acuosa se hace menor.

III.3.2.b. *Flujo de mezcla con recirculación de fase*

En esta operación, se ha supuesto una recirculación del ochenta por ciento del caudal de la fase orgánica de salida de la etapa, lo que supone un valor cinco veces superior del caudal de la fase orgánica a la entrada de la misma, por lo que la pendiente de la recta de operación, o relación de las fases, queda dividida por ese mismo valor.

CONCENTRACIÓN DE ACIDO NAFTENICO, 10.0 % VOL.

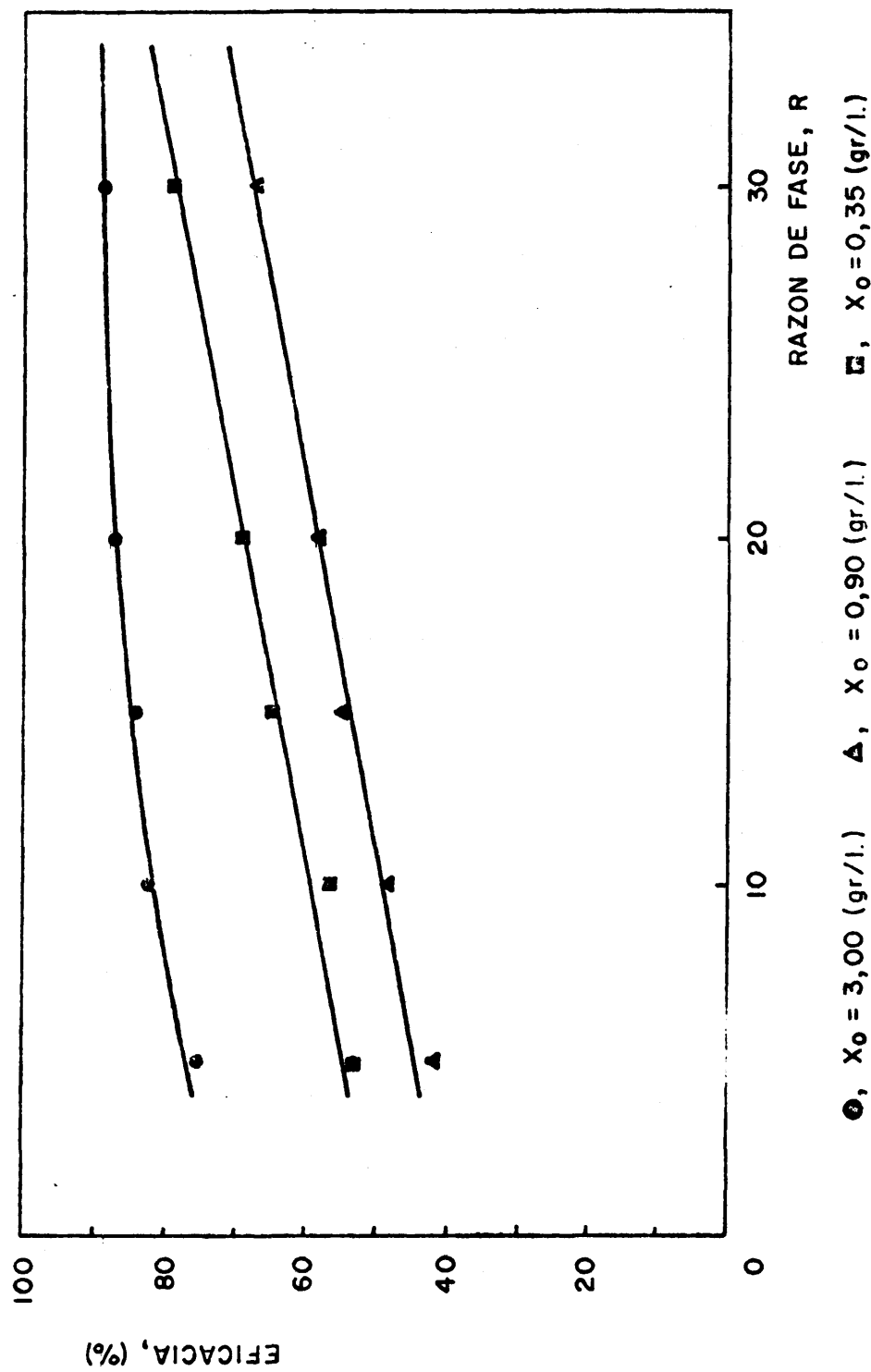


Fig. 3-17

Los valores paramétricos que se dan a las variables son los mismos que en el caso anterior, a excepción de las siguientes:

(R). Relación de fases. Los valores tomados son: uno, tres y cinco.

(Y_0). Concentración de cinc en la fase orgánica a la entrada. Los valores se obtiene sustituyendo el valor de la concentración de cinc en la fase acuosa de entrada en la recta de operación, la cual queda definida por el valor de la pendiente $-R-$ y el par de coordenadas (x^*, y^*) de equilibrio para el caso de una extracción continua en flujo de mezcla sin recirculación de fase orgánica.

Los caudales empleados de ambas fases en este caso, se calculan por medio de la ecuación (3-17), ya que el volumen de mezcla en agitación es el mismo. El equipo que se empleó es idéntico al de la extracción en flujo de mezcla sin recirculación.

En las Tablas 3-12, 3-13 y 3-14, se presentan los valores de las variables con las que se ha realizado el trabajo experimental, así como las concentraciones de cinc en las dos fases a la salida del mezclador y el error experimental en el balance de materia de cinc en la etapa. El número total de operaciones realizadas da un valor de cuarenta y cinco, de las cuales solamente veintisiete aparecen en las tablas. La cantidad de cinc que se transfiere de la fase acuosa a la orgánica es independiente del tiempo de residencia en el mezclador.

Al igual que en los procesos anteriores, la cantidad de cinc extraída es función de la concentración de metal en la fase acuosa de entrada y de la relación de caudales; dicho valor aumenta cuando cualquiera de las dos variables crece.

Las eficacias Murphree, se calculan sustituyendo los valores de las Tablas 3-11, 3-12, 3-13 y 3-14, en la ecuación (3-3); los resultados se han agrupado en la Tabla 3-15. Estos valores son función de las mismas variables que la concentración de cinc en la fase orgánica de salida, y su variación es idéntica. No obstante, hay que destacar dos hechos interesantes. La cantidad de metal extraído para las condiciones de operación, concentración de cinc de entrada en la fase acuosa igual a 0,35 gramos por litro y relación de fase unitaria, es prácticamente nulo. El segundo punto, pone de manifiesto que para relación de fases igual a cinco, los valores de las eficacias correspondientes a las concentraciones de entrada de cinc en la fase acuosa de 0,35 y 0,90 gra-

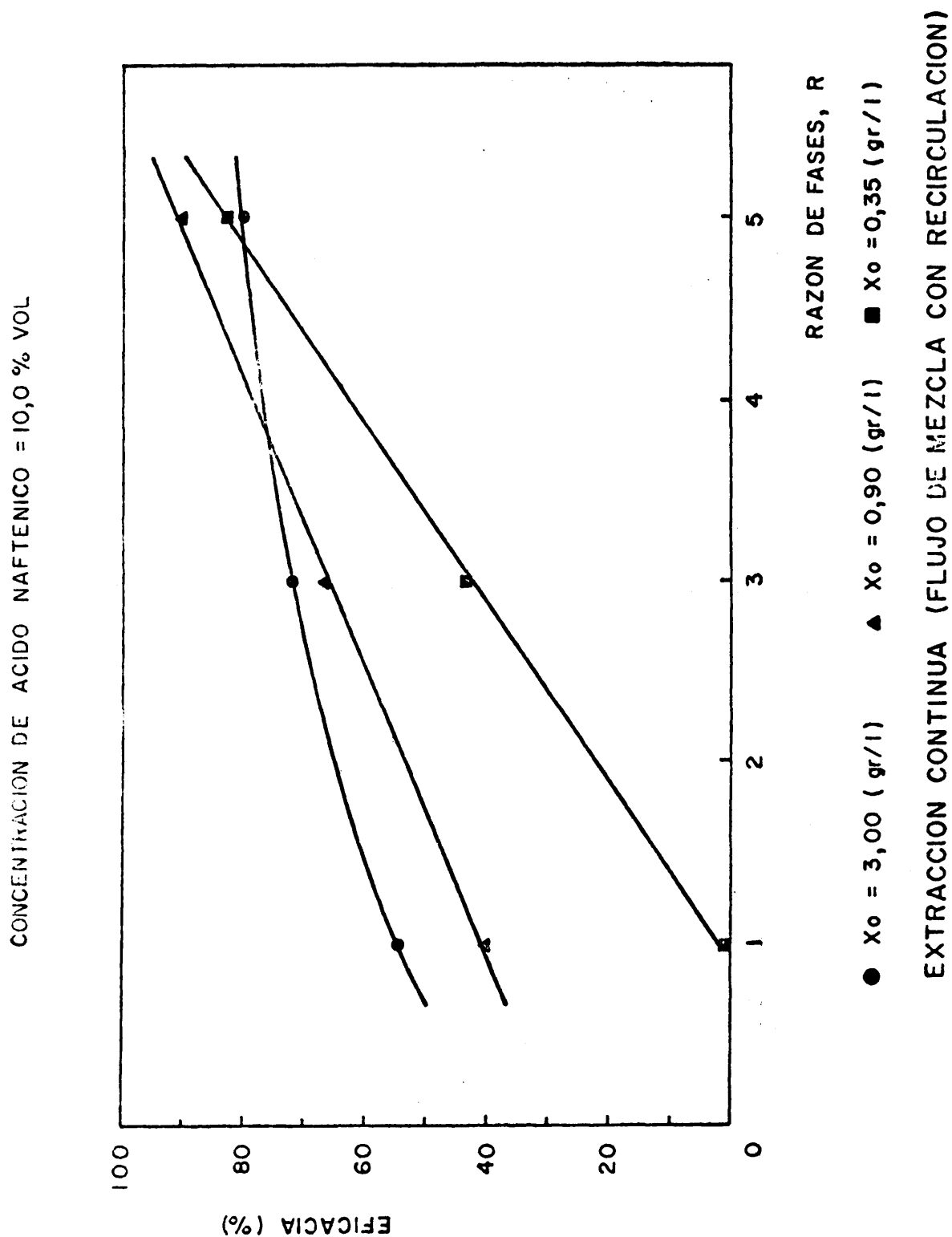


Fig. 3-18

mos por litro, son ligeramente superiores a la de 3,00 gramos por litro.

Si se representan en un diagrama cartesiano las eficacias y las relaciones de fases, tomándose como parámetros las concentraciones de entrada de cinc en la fase acuosa, Figura 3.18; los puntos experimentales quedan alineados para las concentraciones de cinc de 0,35 y 0,90 gramos por litro, fenómeno que no ocurre para la concentración de tres gramos por litro de cinc.

Un estudio comparativo de las eficacias entre las dos extracciones en flujo de mezcla con recirculación de fase orgánica y sin ella para las mismas condiciones de trabajo es el que sigue. Para la concentración inicial de cinc de tres gramos por litro, las eficacias en la extracción con recirculación son inferiores a la extracción sin recirculación, y para las concentraciones de 0,35 y 0,90 gramos por litro de cinc ocurre lo mismo, a excepción de la relación cinco de recirculación de fases, que se corresponde con la relación veinticinco de extracción sin recirculación, en que las eficacias de esta última operación son superiores. Por tanto, para el sistema que se estudia en este trabajo, la recirculación de la fase orgánica no presenta ventajas notables en la operación de extracción líquido-líquido en tanques agitados.

III.3.3. Extracción continua. Variantes intermedias de flujo

Los equipos donde se ha realizado estas variantes de extracción continua, se pueden clasificar dentro de los mezcladores de flujo o de tubería sin agitación mecánica. Las fases que se desean poner en contacto, se impulsan por medio de sendas bombas mezclándose en un tubo donde se aloja un usillo de doble hélice para el flujo helicoidal simple, o unas placas helicoidales cuyos elementos van girados noventa grados, para el flujo helicoidal de mezcla.

La extracción en flujo helicoidal simple, se caracteriza porque ninguna de las dos fases tiene posibilidad de mezclarse, dando marcha hacia atrás siguiendo el sentido de circulación de las dos fases. La extracción en flujo helicoidal de mezcla, tiene la particularidad de que la fase dispersa, gira y avanza en cada elemento de las placas helicoidales, más su dirección se cambia por medio de la placa siguiente; para esta variante de flujo la participación de mezcla es importante.

III.3.3.a. *Flujo helicoidal simple*

La labor experimental que se ha realizado para el estudio de una etapa de extracción en flujo helicoidal simple, sigue en líneas generales que se han descrito en los apartados anteriores. Los valores de trabajo de las relaciones entre los caudales $-R-$; los caudales de fase acuosa $-F_A-$, de fase orgánica $-F_O-$ y total $-F_T-$; y los tiempos de extracción; se han agrupado en las Tablas 3-16 y 3-17.

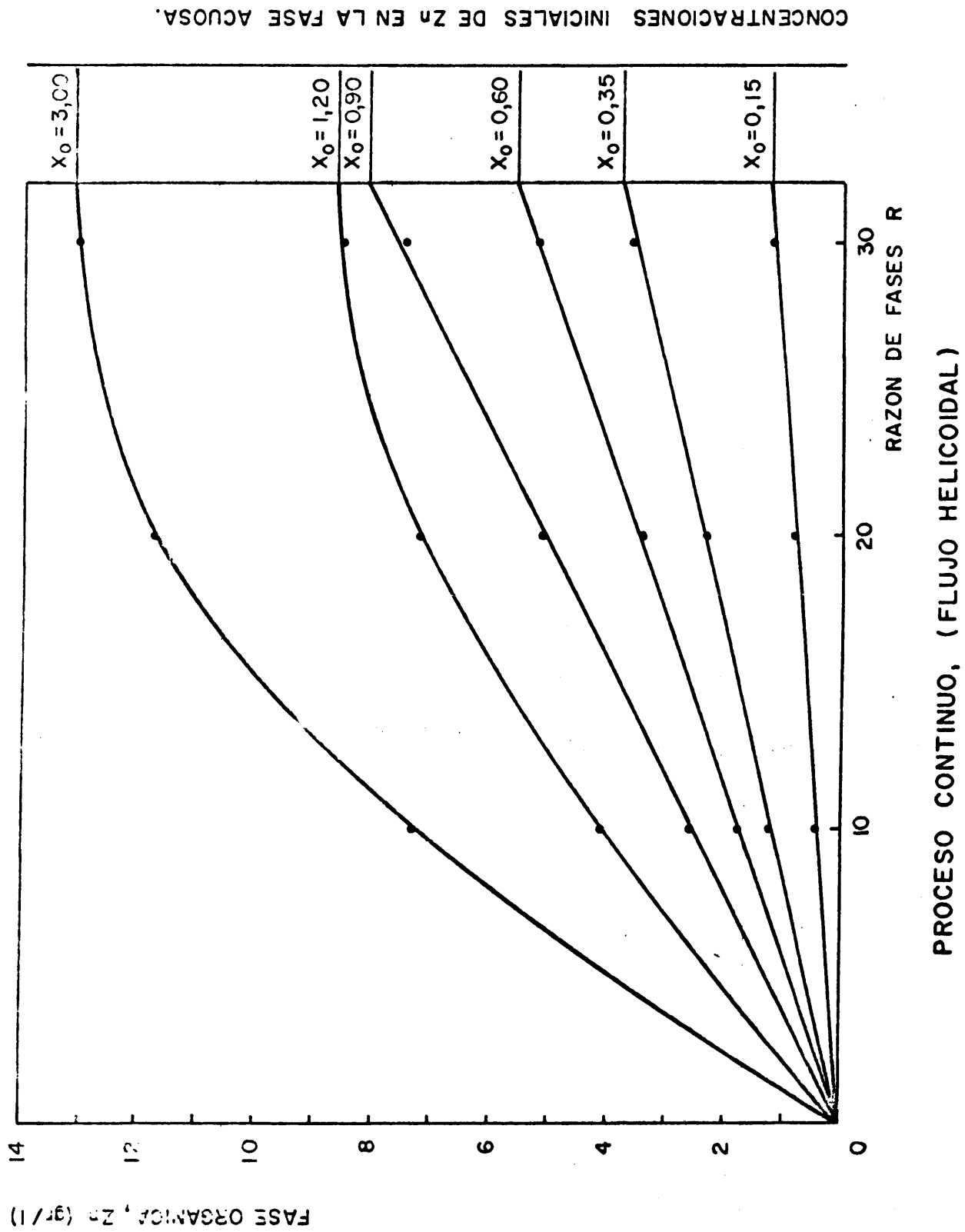
Los valores de las concentraciones de cinc en la fase acuosa de entrada a la etapa son, además de las que se han empleado en las dos situaciones anteriores, los correspondientes de 0,15, 0,60 y 1,20 gramos por litro. La ampliación del entorno de esta variable fue debido para poder conocer de forma más precisa, dentro de qué valores de la concentración de metal en la solución fértil se podía establecer una correlación sencilla, entre la concentración de cinc que se extrae a la fase orgánica, la relación de fases de trabajo y la concentración inicial de la solución de cinc a extraer.

En las Tablas 3-18 y 3-19, se dan los valores de las concentraciones de metal en ambas fases a la salida de la etapa de extracción para cada condición de trabajo. El número total de operaciones estudiadas ha sido de noventa, de las cuales solamente cincuenta y cuatro aparecen en las tablas. Es preciso destacar, que la cantidad de cinc extraída en la etapa es independiente del tiempo de extracción para todas aquellas series cuya relación de caudales es igual a diez; para las otras dos relaciones restantes, la cantidad de cinc extraído crece con el tiempo de extracción, manteniéndose constante a partir de un tiempo igual a veinte segundos.

Al igual que en las operaciones anteriores, el valor de la concentración de cinc en la fase orgánica de salida, es función de la concentración de cinc en la fase acuosa a la entrada y de la relación de fases. Si se representa en un diagrama cartesiano la concentración de metal en la fase orgánica a la salida de la extracción y la relación de fases, ver Figura 3-19, puede observarse que la relación entre estas dos variables es lineal cuando las concentraciones de cinc en la fase acuosa de entrada son 0,15, 0,35, 0,60 y 0,90 gramos por litro. En este caso, la relación entre estas dos variables es de la forma

$$Y = m R$$

(3-21)



los valores de las pendientes (m) se dan en la Tabla 3-20.

Así mismo, si se representan en un diagrama cartesiano los valores de las pendientes y las concentraciones de cinc en la fase acuosa a la entrada, los puntos quedan agrupados alrededor de una línea recta de ecuación

$$m = n X_0 \quad (3-22)$$

en la que (n) es igual a 0,30, ver Figura 3-20,

Combinando estas dos últimas ecuaciones se llega

$$Y = 0.30 X_0 R \quad (3-23)$$

Esta última ecuación, fija el tipo de relación entre las variables que se han expuesto en líneas anteriores, para toda solución de cinc en la fase acuosa menor o igual a 0,90 gramos por litro.

Las eficacias Murphree referidas a la fase orgánica, se calculan substituyendo los valores de las concentraciones de cinc a la salida de la operación de las Tablas 3-18 y 3-19 y los valores de las concentraciones de equilibrio de la Tabla 3-6, en la ecuación (3-3). Los resultados se dan en la Tabla 3-7.

Si se representan en un diagrama cartesiano los valores de las eficacias y las relaciones de las fases para cada valor de la concentración de cinc en la fase acuosa de entrada, ver Figura 3-21, la eficacia aumenta con el crecimiento de la relación de caudales, siendo esta variación lineal para las concentraciones de cinc de 0,35 y 0,90 gramos por litro. Sin embargo, no siempre va acompañado un aumento de la eficacia con el crecimiento de la concentración de cinc en la fase acuosa, manteniendo la relación de fase constante. Cualitativamente este fenómeno puede explicarse atendiendo al flujo intermedio de las fases. Recuérdese que en la extracción por cargas, flujo de pistón ideal, las eficacias aumentaban cuando lo hacía la relación de las fases, mientras que en la extracción en flujo de mezcla, las eficacias eran máximas para la concentración de cinc en fase acuosa de tres gramos por litro, tenían un valor mínimo para las concentraciones de 0,90 gramos por litro y, finalmente, para las concentraciones de 0,35 gramos por litro los valores de las eficacias eran intermedios entre los dos anteriores.

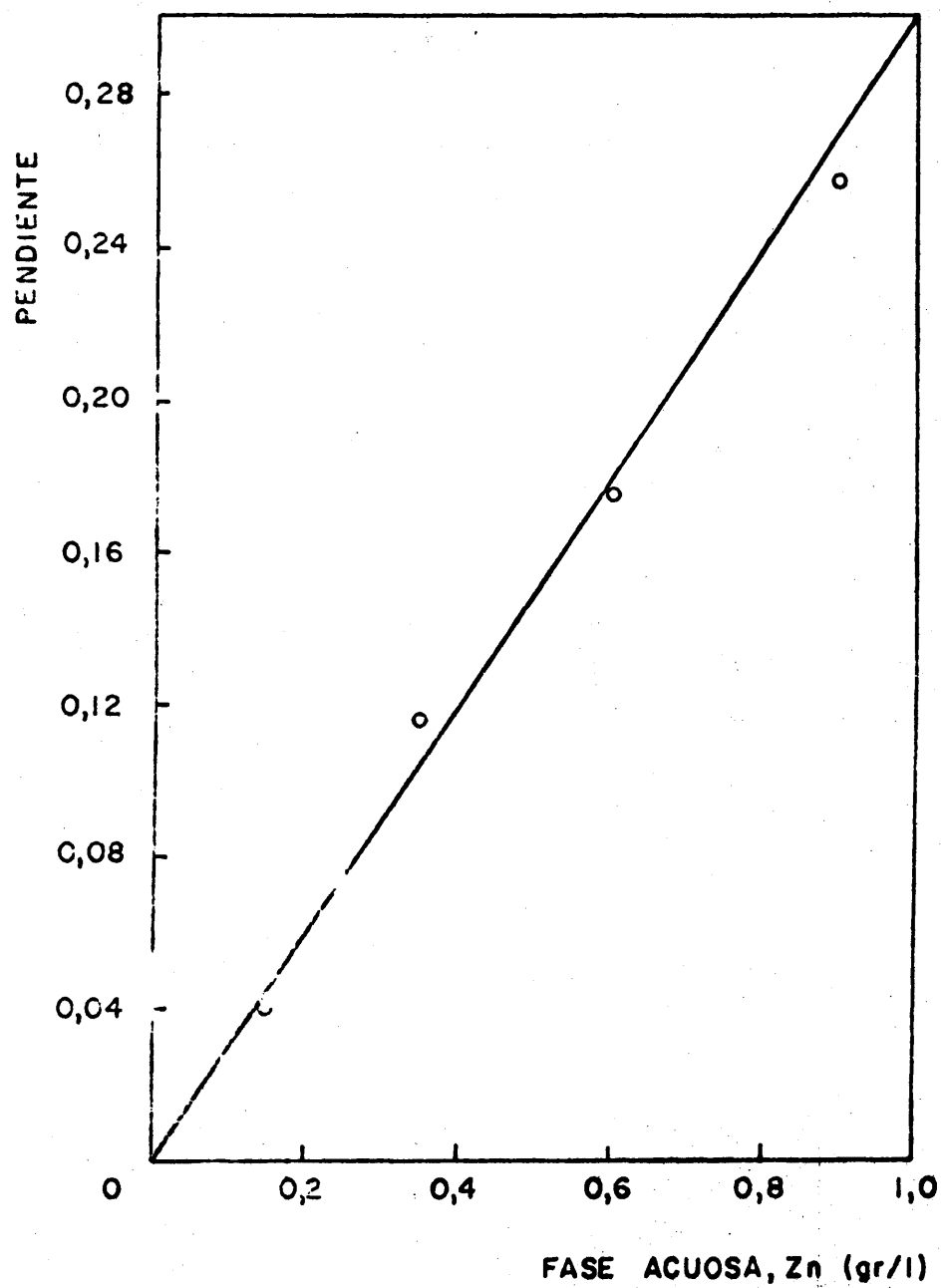


Fig. 3 - 20

CONCENTRACION DE ACIDO NAFTENICO = 10,0 % VOL.

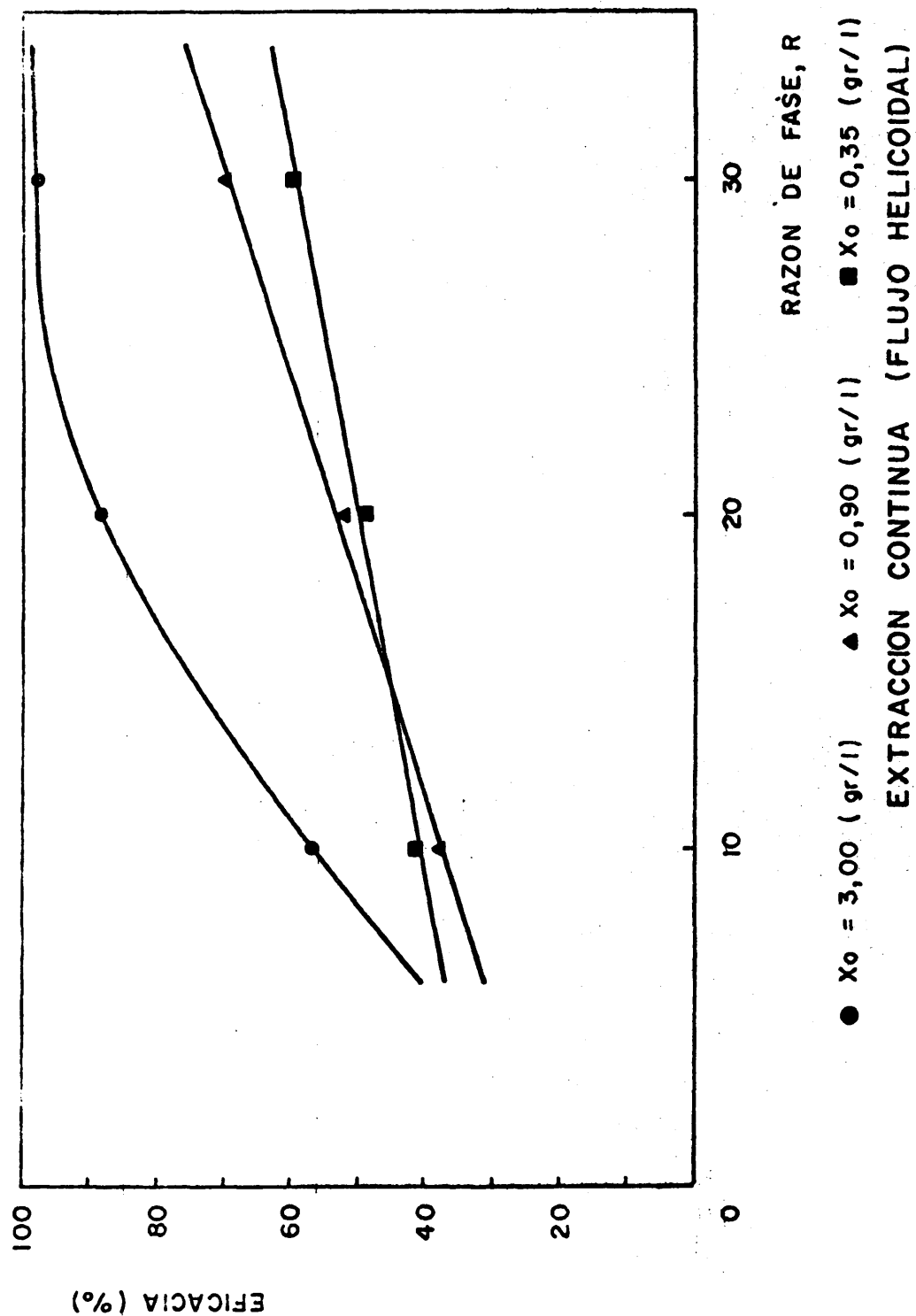


Fig. 3 - 21

III.3.3.b. *Flujo helicoidal de mezcla*

El trabajo de experimentación que se ha realizado para estudiar el comportamiento de una etapa de extracción en flujo helicoidal de mezcla, en esquema se sigue formalmente los que se han realizado en el de flujo helicoidal simple.

Con objeto de poder aportar mayor número de datos de experimentación y poder constatar la variación lineal que existe para estas variantes intermedias de flujo en extracción, entre la concentración de cinc en la fase acuosa de salida en la etapa, la relación de caudales de trabajo y la concentración de cinc en la fase acuosa de entrada a la etapa, y habida cuenta de que la eficacia de extracción en este equipo es superior a la de flujo helicoidal simple, se estimó oportuno no trabajar con la relación de fases treinta e introducir las de cinco y quince. Los valores con los que se ha trabajado de las relaciones de caudales de las fases, así como los valores de cada uno de ellos y de los totales y los tiempos de extracción; se agrupan en la Tabla 3-21.

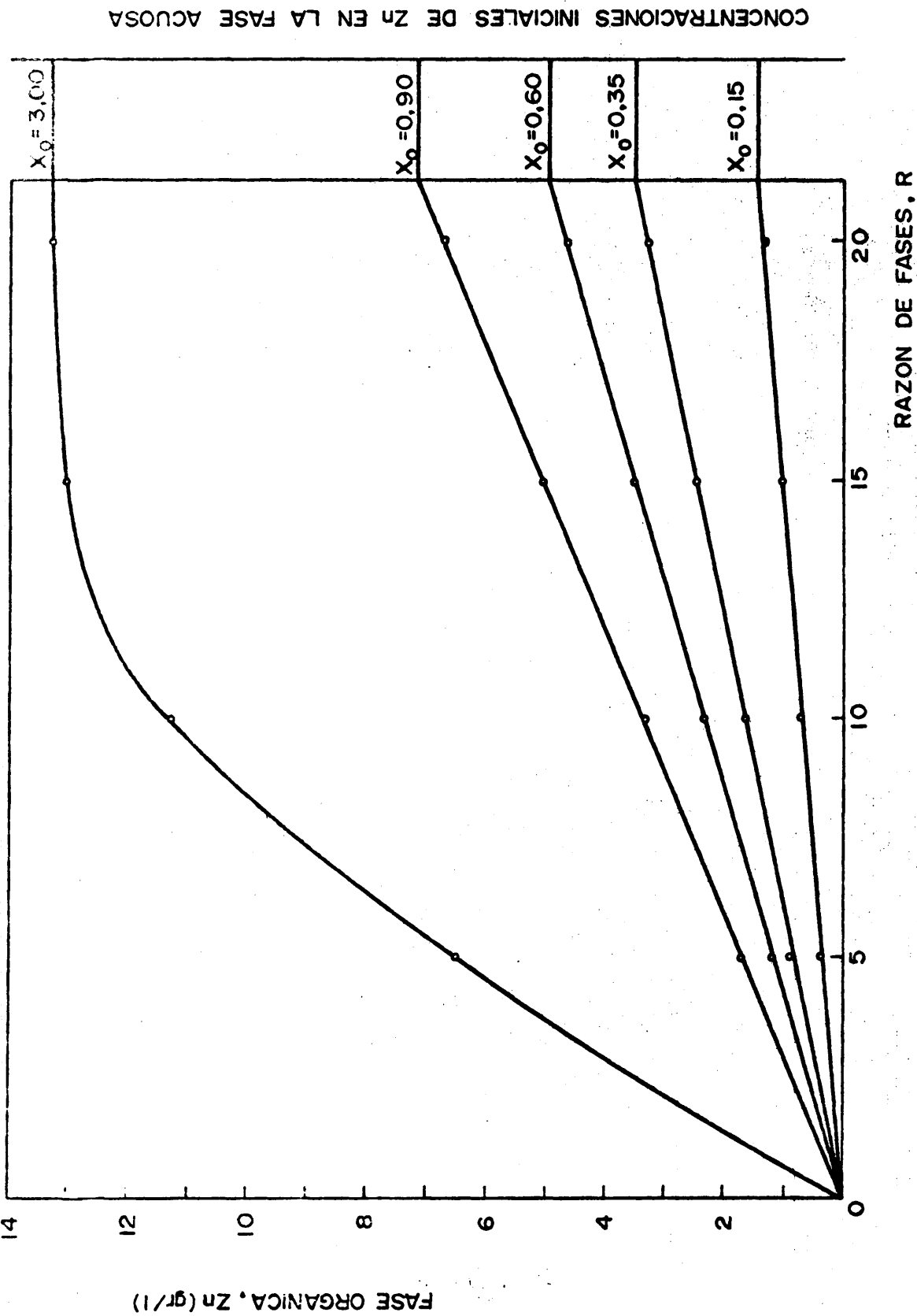
Al igual que en las operaciones anteriores, los valores de la concentración de cinc en la fase orgánica de salida de la etapa, también es función de las mismas variables. Si se representa en un diagrama cartesiano la concentración de metal en la fase orgánica extraída en el eje de ordenadas y la relación de fases de trabajo en el de abscisas, puede observarse, ver Figura 3-22, los puntos experimentales quedan alineados sobre una línea recta que pasa por el origen, para valores de la concentración de cinc en la fase acuosa de entrada de 0,15, 0,35, 0,60 y 0,90 gramos por litro. Cuando dicha concentración es de tres gramos por litro, esta relación no se cumple.

Para las cuatro primeras situaciones, la relación entre la concentración de cinc en ácido nafténico a la salida de la etapa y la relación de fases, es de la forma

$$Y = m' R \quad (3-24)$$

los valores de las pendientes (m') para cada valor de la concentración de cinc a la entrada de la etapa se dan en la Tabla 3-22.

Al igual que ocurría en la extracción en flujo helicoidal simple, si se representan en un diagrama cartesiano los valores de las pendientes $-m'$ en el eje de ordenadas y los valores de las concentraciones



PROCESO CONTINUO (FLUJO HELICOIDAL CON MEZCLA)

Fig. 3-22

de cinc en la fase acuosa de entrada a extracción, los puntos experimentales pueden agruparse sobre una línea recta que pasa por el origen de coordenadas y que se puede representar por la función

$$m' = n' X_0 \quad (3-25)$$

siendo $-n'$ la pendiente de la recta. Ver Figura 3-23.

Combinando estas dos últimas ecuaciones, fácilmente se llega a la siguiente

$$Y = n' X_0 R \quad (3-26)$$

en la que $-n'$ tiene el valor de 0,40. Esta última relación tan sólo es válida siempre que la concentración de cinc de entrada a extracción sea igual o inferior a 0,90 gramos por litro.

Las eficacias Murphree, se calculan sustituyendo los valores de la concentración de cinc en la fase orgánica a la salida de la etapa de la Tabla 3-21, y los valores de las concentraciones de metal en la misma fase en equilibrio de la Tabla 3-6, en la ecuación (3-3). Los resultados se han agrupado en la Tabla 3-7.

Del mismo modo que ocurría en los casos anteriores, existe una correlación lineal entre los valores de las eficacias y la relación de las fases para los valores de la concentración de metal de 0,15, 0,35, 0,60 y 0,90 gramos por litro; mientras que para una concentración igual a tres gramos por litro la relación entre estas dos variables deja de ser lineal. El valor de las eficacias, aumenta a medida de que las relaciones de fases son mayores para cada valor de la concentración de metal a la entrada de la etapa, sin embargo, no siempre se produce un aumento de la eficacia cuando crece el contenido en cinc de la solución fértil, tomando como valor paramétrico la relación de fases. Este fenómeno se pone de manifiesto para valores de la concentración de cinc en la fase acuosa de 0,35, 0,60 y 0,90 gramos por litro, ocupando los puntos experimentales de las eficacias una estrecha zona de variación frente a la relación de fases. Este efecto es muy similar al que tenía lugar en la extracción en flujo helicoidal simple.

Finalmente, es interesante destacar que a diferencia con el resto de los diferentes tipos de flujo que se han estudiado en las operaciones de extracción, en este último, los tiempos de residencia para los que la transferencia de metal de la fase acuosa a la orgánica es cons

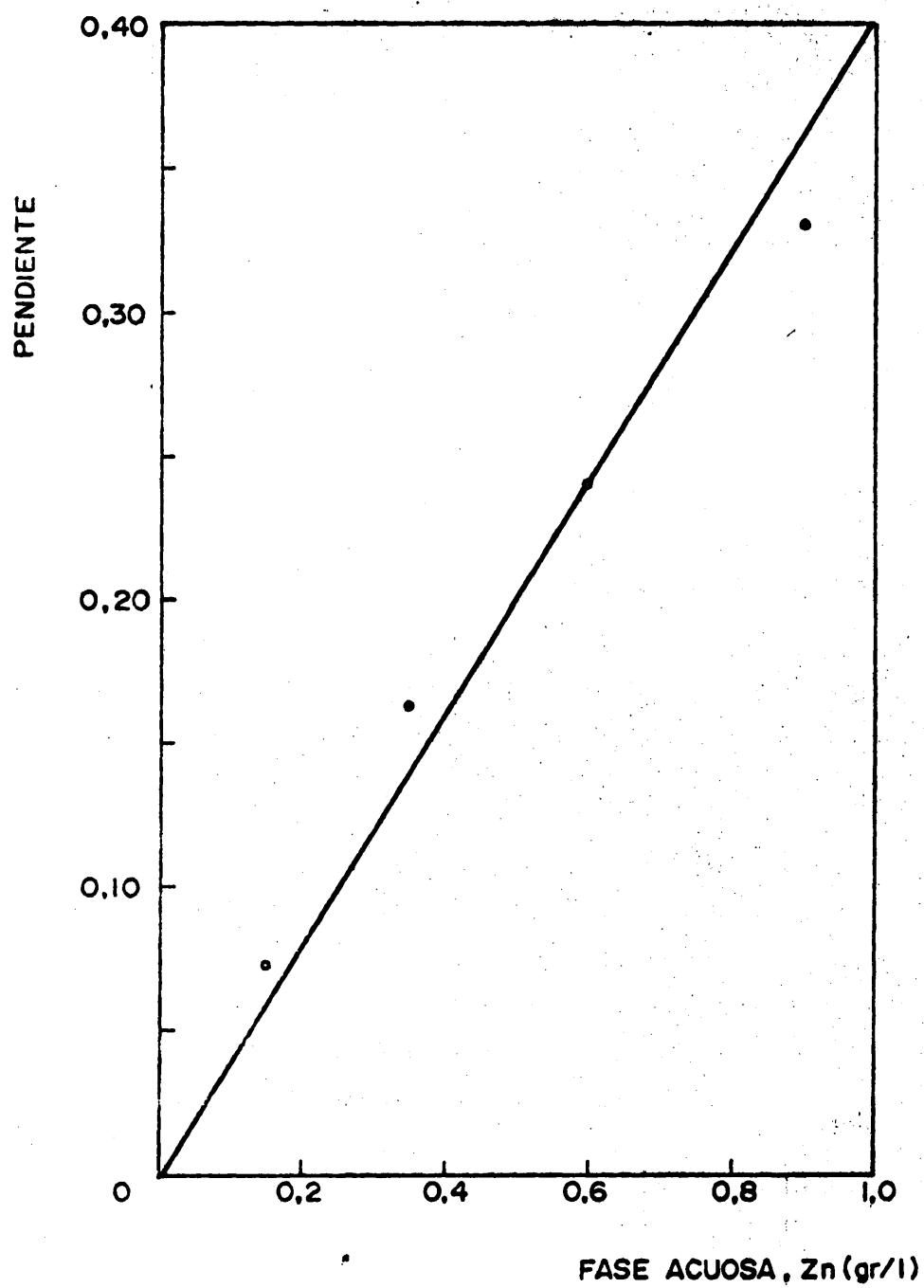


Fig. 3 - 23

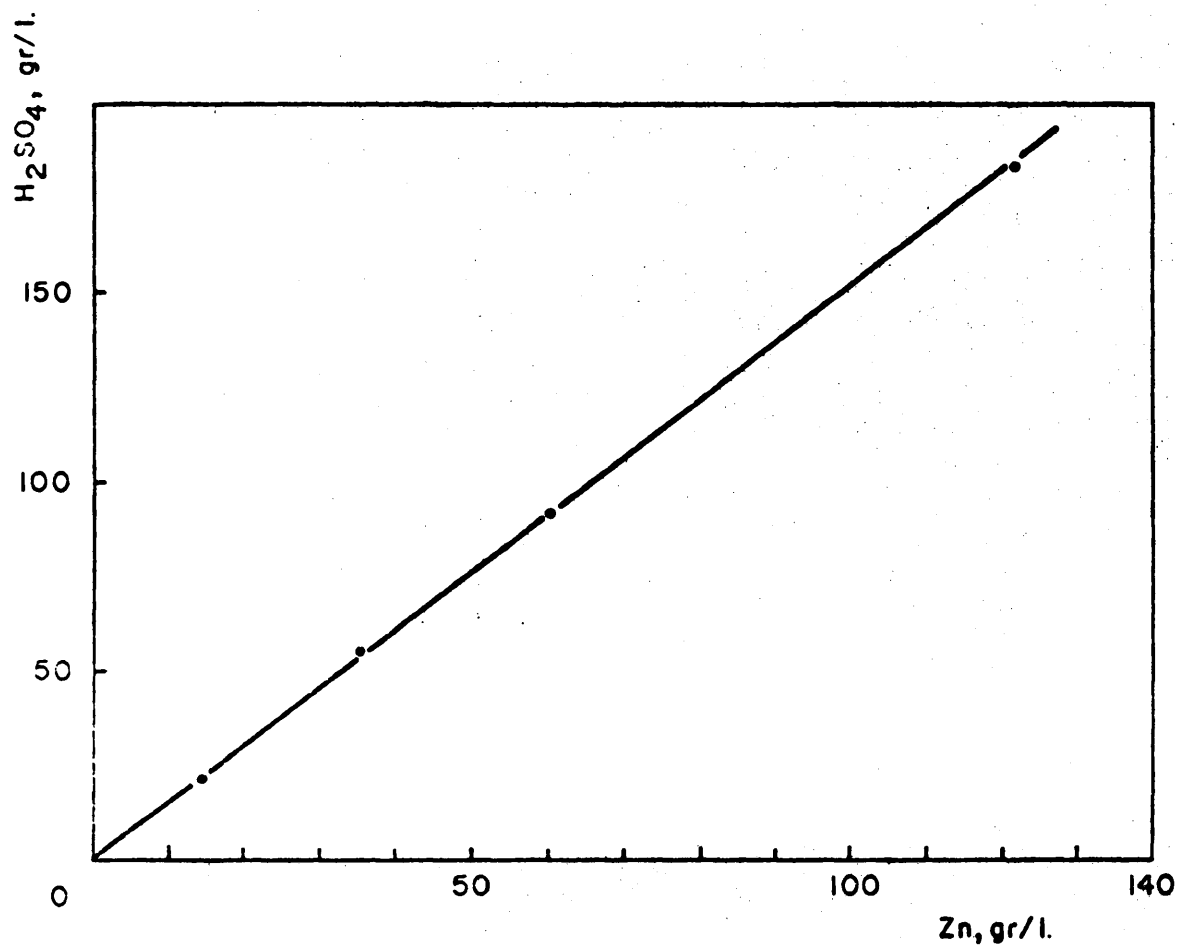
tante, es bastante menor que para las situaciones anteriores. Para todos los casos que se han estudiado se conoce, (ver Tabla 3-21), que a partir de siete segundos de tiempo de residencia la transferencia de materia no varía con dicha magnitud. Con objeto de saber cual es el menor tiempo de residencia para el que la transferencia de materia permanece invariable, se eligió la concentración en cinc de la fase acuosa de entrada a la etapa igual a 0,35 gramos por litro, construyéndose etapas de extracción cada vez más pequeñas. De los valores experimentales se desprende que cinco segundos, es el menor tiempo de residencia para el que se obtienen los mismos resultados de transferencia de cinc de la fase acuosa a la orgánica. Para estas condiciones, la etapa de extracción tiene las dimensiones siguientes: longitud, cincuenta centímetros; y diámetro interno, seis milímetros.

III.4. LA OPERACION DE REEXTRACCION

En este apartado se presentan los datos experimentales para justificar que la operación de reextracción de una solución de ácido nafténico cargada de cinc con una solución de ácido sulfúrico, tiene lugar según el mecanismo de una cinética irreversible de orden cero y en la que se consumen el mismo número de moles de ácido que los de cinc en la fase orgánica, tal y como se dijo en el apartado III.2.

En efecto, se hicieron unos ensayos de reextracción por cargas en los que un volumen de solución de ácido sulfúrico de concentración conocida frente a otro de solución de cinc en ácido nafténico de concentración 13,40 gramos por litro, se agitaban durante cinco minutos, transcurridos los cuales se analizaba el contenido de cinc en las fases. En la Tabla 3-23 se dan los resultados experimentales, pudiéndose comprobar que la relación entre los moles de cinc que se transfieren divididos por los moles de ácido sulfúrico que intervienen en la reextracción es la unidad. Ver Figura 3-24.

Así mismo, se realizó otra serie de ensayos, también por cargas, para conocer el orden cinético. La concentración de ácido sulfúrico fue constante e igual a 180,0 gramos por litro y la de cinc en ácido nafténico tampoco se varió siendo su valor de 13,40 gramos por litro; en todas las operaciones se puso un exceso de cinc en la fase orgánica. Los resultados finales, se agrupan en la Tabla 3-24; y en la Figura 3-25, se



RELACION DE REEXTRACCION

Fig. 3 - 24

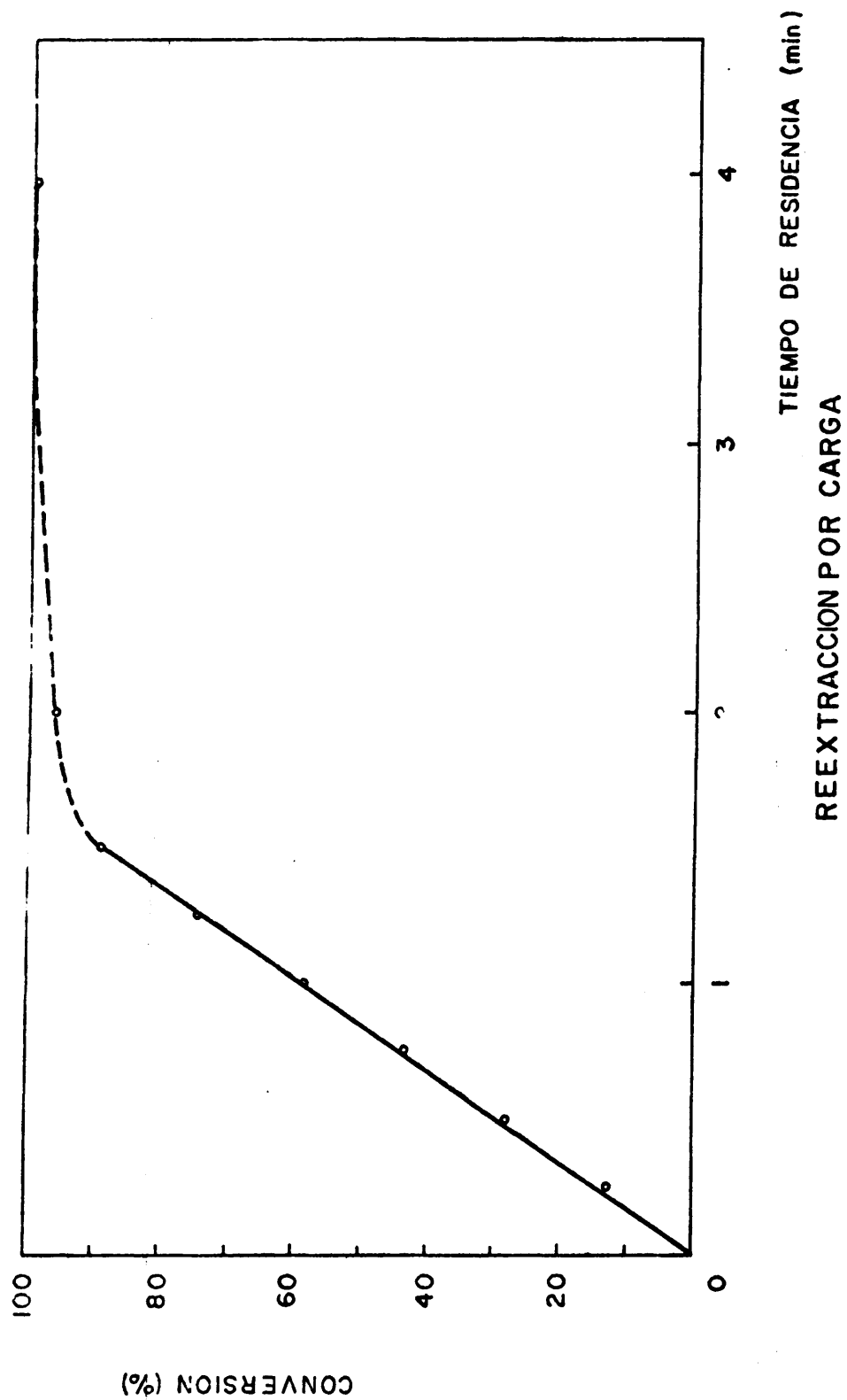


Fig. 3 - 25

representan los valores de la conversión de cinc en la fase acuosa frente al tiempo. Como puede observarse, la variación de la conversión con el tiempo de agitación es lineal hasta un valor de la primera variable del noventa por ciento.

La velocidad de reextracción será

$$\frac{d\alpha}{d\theta} = \kappa' \quad (3-27)$$

en la que $\kappa' = 0,58 \text{ en min}^{-1}$.

El valor de la conversión en función del tiempo es

$$\alpha = 0,58 \theta \quad (3-28)$$

dentro del entorno $0 \leq \alpha \leq 0,90$.

En reextracción, se verifica que el valor de la concentración de cinc de salida, es función de la concentración de ácido sulfúrico; y el número de etapas necesario, está relacionado con relación de las fases que se empleen, así como del valor de la magnitud anterior.

III.5. TAMAÑO DE LOS APARATOS

Todo el trabajo experimental, tanto en las operaciones de extracción como de reextracción, se ha realizado a escala de laboratorio. Hubiera sido muy interesante el haber podido realizar ensayos a escala piloto para poder disponer de datos de funcionamiento más ponderados, pero el elevado costo de los equipos, la complejidad de montaje y el elevado volumen de reactivos que intervienen, han hecho inviable la realización del trabajo. Como dato significativo se recuerda que los estériles de la fase acuosa en extracción llevan ciento veinte gramos de sulfato amónico, producto que debería ser recuperado para preparar nuevas soluciones fértiles de fase acuosa. Las dimensiones de los aparatos así como el montaje realizado se describen con todo tipo de detalles en el apartado VI.4 de esta memoria.

III.6. TIEMPOS DE RESIDENCIA

En todas las operaciones de extracción líquido-líquido, el tiempo de residencia mínimo a partir del cual la transferencia de cinc entre las fases es constante, es del orden de unos segundos. Así, en la extracción por cargas, dicho tiempo es de cuarenta segundos, mientras que para las extracciones continuas, los tiempos son respectivamente de treinta, veinte, y cincosegundos, según se trabaje en flujo de mezcla o en flujo helicoidal. Estos valores contrastan fuertemente con los tiempos de residencia que se aplican como norma general en las operaciones de extracción, los cuales oscilan entre tres y cinco minutos.

El tiempo de residencia es una magnitud que relaciona, a la hora del diseño, el tamaño de la instalación y el volumen de fabricación. A pesar de que en un proceso de extracción no se debe trabajar en las condiciones mínimas, por razones obvias de estar a salvo de posibles contingencias de fabricación, se estima que los márgenes de seguridad son excesivamente sobreabundantes, gravando sobre este concepto significativamente la economía del proceso.

III.7. SEPARACION DE FASES

Toda etapa de extracción líquido-líquido está integrada en dos partes, una en la que se produce la transferencia de materia y otra en la que las fases se separan por sedimentación. La facilidad de la separación o el tiempo de separación de las fases, no sólo está condicionado con la densidad relativa de las mismas sino también con el pH de la solución acuosa, con la relación de las fases de trabajo y con el equipo donde se realiza la extracción. Es decir, tanto menos tiempo se invierte en separar las fases, cuanto menos emulsiones se formen en los equipos empleados en la transferencia de materia.

Estas emulsiones se verán favorecidas tanto más cuanto mayor sea la basicidad de la fase acuosa y cuanto mayor sea la turbulencia que se provoque en la extracción. Todo ello repercute en un aumento de los aparatos de sedimentación, así como un crecimiento de las pérdidas de la fase orgánica por arrastres.

En todos los casos que se han estudiado, la fase acuosa se acondicionó a un pH igual a siete. De todas las isoterms que se presentan

en el apartado VI.2, para concentración de ácido nafténico del diez por ciento en volumen y pH de la solución de cinc en la fase acuosa, 6,0, 6,5, 7,0, 7,5, 8,0 y 9,0, se comprobó cualitativamente que las emulsiones eran prácticamente igual de persistentes a pH ácidos o neutros, aumentando éstas a medida que la fase acuosa era más básica. La elección del valor del pH igual a siete se tomó, no sólo por las razones expuestas en cuanto a la formación de las emulsiones, sino porque en estas condiciones el reparto es el más óptimo.

Para la extracción continua se ha trabajado en tres equipos en los que la transferencia de materia en la etapa es diferente. Las variantes de flujo intermedias entre los de mezcla y pistón que se han propuesto, presentan la peculiaridad de que la formación de emulsiones para la extracción en flujo helicoidal de mezcla son menores que la extracción en tanque agitado; mientras que para la extracción en flujo helicoidal simple, ambas fases salen perfectamente separadas, no existiendo, por tanto, el problema de la formación de emulsiones.

La importancia relativa que pueden tener ambas variantes de flujo frente al mezclador convencional en una operación de extracción, está en consonancia con la posibilidad de un ahorro en el coste de los equipos de sedimentación, una disminución de las pérdidas del agente de extracción y un menor tiempo de la operación de separación de fases a igualdad en el dimensionado del equipo.

III.8. ESTIMACION DEL NUMERO DE ETAPAS REALES

En una cascada de etapas de extracción líquido-líquido, se define la eficacia total de la operación, como la razón entre el número de etapas ideales y el número de etapas reales necesarias para realizar el cambio de concentración. Las relaciones que se pueden establecer entre la eficacia total y cada una de las eficacias de las etapas que constituyen la cascada, tan sólo se pueden establecer de una forma relativamente fácil cuando la línea de equilibrio es recta, es decir, el coeficiente de distribución es constante.

Cuando la línea de equilibrio no es una recta, la estimación del número de etapas reales se efectúa calculando la función de pseudoequilibrio, que representa los lugares de las concentraciones reales de las corrientes que salen de cada etapa; entre esta curva y la recta de ope-

ración se construyen las etapas por el método de McCabe-Thiele.

Atendiendo a la exposición de datos que se han presentado en el capítulo anterior y en este, se propone el siguiente método para la estimación del número de etapas reales para cualquier proceso de extracción. Deben elegirse las condiciones químicas en las que se ha de realizar la extracción y disponer de la correspondiente isoterma de equilibrio. A continuación deben seleccionarse las condiciones de operación, tales como la concentración de metal en la solución fértil, la concentración de salida que se desea y la eficacia o agotamiento de los estériles. Empleando el programa de cálculo propuesto, se tendrá la información precisa de las coordenadas de las rectas de operación y del número de etapas para cada una de las diferentes variantes de proceso en extracción en fase líquida que se han presentado. Del análisis de la información que proporciona el programa, se elegirán las condiciones de operación más favorables en función del mínimo número de etapas y condiciones de operación de cada uno de los procesos de extracción. Con los valores de estas últimas variables se está en condiciones de calcular, para la extracción de soluciones de cinc, las funciones de pseudoequilibrio según que se vaya a emplear un mezclador convencional, -ecuaciones (3-19) y (3-20)-, un mezclador en flujo helicoidal simple, -ecuación (3-23)-, o un mezclador en flujo helicoidal con mezcla, -ecuación (3-26)-. Con los valores de las variables y las funciones de pseudoequilibrio, se introducen como datos en el programa de cálculo para estimar el número de etapas reales para cada situación, para cada variante de proceso y para cada tipo de equipo de extracción.

En el caso de la extracción de soluciones fértiles de cinc de concentración igual o inferior a 0,90 gramos por litro, a pH igual a siete, empleando soluciones de ácido nafténico al 10% en volumen y trabajando con las ecuaciones de pseudoequilibrio dadas anteriormente, que son líneas rectas, las pendientes de las rectas de operación en extracción o en dual agotamiento son paralelas a las líneas de pseudoequilibrio, con lo que en todas las etapas se trabajaría con el mismo salto de concentraciones en metal para las dos fases.

IV. OPTIMACION DE MEZCLA Y SEPARACION DE FASES

IV.1. INTRODUCCION

La optimación de una instalación se puede tratar desde dos vertientes diferentes; bien atendiendo al diseño, bien analizando el funcionamiento. En el primero de los casos se desea determinar el tamaño de cada etapa y el número de las mismas; en el segundo, el tamaño de la etapa está fijado y lo que se plantea es comprobar si la instalación opera con el rendimiento requerido y con el número de etapas mínimo, y en caso negativo tomar las decisiones adecuadas para conseguir el óptimo de tamaño de instalación y de operación.

En ambos métodos hay que seleccionar el díagrama o los diagramas de flujo de procesos sobre los que se van a basar las estimaciones, y sobre ellos tomar las decisiones de los parámetros de diseño que puedan influir más significativamente en el estudio económico. Para los procesos de extracción en fase líquida, debe prestarse una atención especial tan to al agente de extracción como al equipo que se han de emplear.

Si se desean tratar estas dos propuestas, -agente de extracción y equipo- simultáneamente con las partidas que integran los costes de diseño, la resolución del juego económico será un tanto complejo, tanto en su tratamiento como en su resolución. Es necesario por tanto, -sobre todo por su mayor facilidad- seleccionar una sola opción de cada una de las propuestas para de esta forma realizar el estudio económico, repitiéndose este mismo estudio para todas aquellas otras proposiciones, que a priori se hayan estimado como interesantes. Del análisis de los resultados que se obtengan por cada pareja de propuestas, se seleccionarán las variables que hagan óptimo el costo del proceso, y de la comparación de estos óptimos se seleccionarán el agente de extracción y el tipo de equipo a instalar.

El costo anual de un proceso de extracción para un determinado equi-

po y habiendo seleccionado un agente de extracción, se puede expresar con la suma de las siguientes partidas.

- C_I = Coste anual del equipo de extracción.
- C_{II} = Coste anual de la energía consumida.
- C_{III} = Coste anual de acondicionamiento del agente de extracción.
- C_{IV} = Coste anual de reposición por pérdidas del agente de extracción.
- C_V = Coste anual de la mano de obra.

Las variables de proceso que intervienen en la optimación para cada una de las propuestas que se ensayen son

- n = Número de etapas necesarias en el proceso.
- X_f = Concentración de soluto en la fase acuosa agotada o rendimiento de la operación.
- Y_{mv} = Concentración de soluto en la fase orgánica en equilibrio con la solución de soluto fértil concentrada.
- R = Relación de las fases de trabajo.

Cuando se trata de estudiar una variante de diseño en un proceso, necesariamente ha de estudiarse de acuerdo con la segunda modalidad de optimación que se ha expuesto al principio de este apartado. Es decir, se estudiará el óptimo de funcionamiento de cada equipo cuando se trabaje con el mismo agente de extracción.

El método formal para encontrar el valor óptimo del costo de funcionamiento de una instalación, requiere que cada una de las partidas que integran el costo total del proceso se puedan expresar matemáticamente como función de las variables de proceso. A continuación dicha función se deriva parcialmente respecto a dichas variables, se igualan a cero y se despejan los valores de las variables, las cuales se comprobarán si cumplen la condición de hacer mínimo el costo de la instalación. Con relativa frecuencia suele ocurrir que el camino que se ha de seguir para encontrar la función del costo es altamente tedioso, en estos casos se procederá a evaluar los valores del costo para diferentes condiciones de funcionamiento, recurriendo finalmente a las representaciones gráficas y a través de ellas seleccionar las condiciones de optimación del proceso.

De todo lo expuesto fácilmente se puede deducir que el planteamiento necesario para realizar el estudio económico es un tanto complejo debido sobre todo, al número de variables que se deben estudiar. No obstante, si se introducen condiciones simplificativas que no afecten significativamente el objetivo fundamental del problema, se puede estar en condiciones de obtener de una forma más fácil y rápida la información que se desea, y elaborar si fuese necesario a partir de ésta de una forma más rigurosa los datos definitivos.

Siguiendo esta línea, hay partidas dentro del coste total que en principio pueden ser eliminadas, en base si lo que se desea obtener son las condiciones óptimas de funcionamiento comparativamente para las diferentes variantes de equipo de extracción.

Con tal fin se puede suponer que la partida quinta, coste anual de la mano de obra, es la misma para cualquier variante de equipo. En la partida cuarta, coste anual de la reposición por pérdidas del agente de extracción se supondrá también constante para todos los equipos; tan sólo en aquellos casos que presenten situaciones de optimación económica parecidas, será preciso contar con esta partida y comparar el peso de la misma; y de esta forma poder disponer de una mayor información a la hora de la elección. Por último, la partida de coste anual de acondicionamiento del agente de extracción, se supondrá que los costes de reactivos son los mismos para cualquier equipo, y en cuanto al coste de maquinaria y aparatos, se englobará en la partida primera del coste total anual añadiendo en una unidad el número de etapas necesarias para el proceso.

Por tanto, el coste total anual para un proceso de extracción vendrá dado por la suma del coste anual de equipo, $-C_A-$ y por el coste anual de energía que se consuma, $-C_E-$.

$$C_T = C_A + C_E \quad (4-1)$$

Respecto a las variables de las que depende el coste total también se puede reducir su número si se tienen en cuenta las premisas siguientes. Para cualquier variante de proceso, el rendimiento en la operación es constante, así como el grado de agotamiento de la fase orgánica. De esta forma el coste total anual de proceso será tan sólo función de la relación de fases de trabajo y del número de etapas. Para todas las va-

mientos de procesos de extracción se trabajará tomando la concentración absoluta de la solución fértil de entrada como parámetro.

Cada uno de los dos términos de la expresión (4-1) está constituido por las siguientes variables.

El coste anual de equipo, $-C_A-$ es igual al producto del coste de una etapa, $-C_{uA}-$ por el número de etapas ideales $-n-$, dividido por el inverso de la eficacia media en esas etapas, $-\epsilon_m-$.

$$C_A = n \cdot C_{uA} \cdot \frac{1}{\epsilon_m} \quad (4-2)$$

El costo de una etapa $-C_{A1}-$ será, por tanto, el costo $-C_{uA}-$ por el inverso de la eficacia de la misma $-\epsilon-$.

$$C_{A1} = C_{uA} \cdot \frac{1}{\epsilon} \quad (4-3)$$

El costo anual de energía eléctrica, $-C_{E1}-$ para una etapa se estimará sobre la potencia consumida en caballos de vapor, P_w .

$$C_{E1} = P_w \cdot a \cdot C_{uE} \quad (4-4)$$

siendo $-C_{uE}-$ el costo unitario de la energía y $-a-$ una constante en la que se engloban los parámetros de conversión de unidades y el tiempo de funcionamiento.

El costo anual total de una etapa será, por tanto

$$C_{T1} = C_{uA} \cdot \left[\frac{1}{\epsilon} + \xi \right] \quad (4-5)$$

teniendo $-\xi-$ el significado del tanto por ciento del costo de energía sobre el coste del equipo en una etapa

$$\xi = \frac{P_w \cdot a \cdot C_{uE}}{C_{uA}} \quad (4-6)$$

El costo anual total para cualquier variante de proceso de extracción es

$$C_T = n \cdot C_{uA} \left[\frac{1}{\epsilon_m} + \xi \right] \quad (4-7)$$

Los tres términos que definen el costo anual de una etapa de extracción tal y como se ha definido en la expresión (4-5), son función de la relación de fases de trabajo -R-.

En efecto, el coste unitario de equipo de una etapa de extracción se es función del volumen útil que se necesite en la operación, el cual es está relacionado con los caudales de fases que entran a la etapa y del tiempo de residencia empleado en la extracción.

Tomando como valor paramétrico la cantidad retenida en la etapa del agente de extracción, los diferentes valores de los volúmenes de mezcla se pueden expresar por medio de la expresión (4-9)

$$V_M = F_T \cdot \theta \quad (4-8)$$

Teniendo en cuenta que

$$R = F_A / F_O \quad F_A + F_O = F_T$$

y sustituyendo en la relación (4-8), queda finalmente

$$V_M = F_O \cdot \theta \cdot (1 + R) \quad (4-9)$$

La eficacia de la etapa -ε- es función de la relación de fases, para los diferentes valores de la concentración de soluto de la fase acuosa de entrada. Ver capítulo tercero.

El término -ξ- definido en la ecuación (4-6), también en función de la relación de fases, puesto que -C_{uA}- está relacionado como se acaba de decir con el volumen de mezcla, ecuación (4-9); y -P_w- también está relacionado con -V_M- para los mezcladores-sedimentadores y con -F_A- y -F_O- para los equipos de extracción en flujo helicoidal, en ambos casos tanto -V_m- como -F_A- son función de la relación de fases. Los otros dos términos de la ecuación (4-6) -a- y -C_{uE}- son valores constantes.

De todo lo expuesto se colige que el costo anual total de cualquier variante de proceso de extracción, es función del número de etapas y de la relación de fases. Ecuación (4-7).

Cuando se dispone, como en este caso, de varias posibilidades de equi po a ensayar, las directrices del estudio económico deben ir orientadas a comparar entre si los resultados finales de los valores de los costos,

teniendo por tanto una información suficiente para la elección del equipo a utilizar.

El estudio económico se realizará tomando como base de cálculo diferentes valores de los volúmenes de agente de extracción retenidos por etapa y a partir de ellos se elaborarán los costos totales de cada una para diferentes concentraciones de soluto en la alimentación de solución fértil y para cada variante de equipo de extracción líquido-líquido. A continuación y tomando valores medios de las eficacias de las etapas y previa fijación de la concentración de soluto en la alimentación de la solución fértil, se estimará el valor de los costos medios por etapa del proceso. Con estos datos se está en condiciones de conocer el número de etapas ideales que se requieren en función de la relación de fases para cada volumen de instalación y para cada variante de proceso de extracción, tal y como se ha expuesto en el capítulo dos. Con todos estos datos se está en condiciones de evaluar los costos totales anuales de funcionamiento para cada proceso de extracción en fase líquida y poder comparar dichos costos para las diferentes variantes de los equipos a emplear.

En las páginas siguientes de este capítulo, se desarrollan para cada equipo de extracción continua los cálculos necesarios del estudio económico que se ha propuesto. Los datos experimentales que se han utilizado son los obtenidos en los equipos montados a escala de laboratorio y que se han presentado en el capítulo tercero.

Con toda esta información se espera poder disponer de elementos de juicio suficientes a la hora de planificar los posibles trabajos de investigación en planta, orientados bajo criterios de una mejor viabilidad económica de beneficio en la operación.

IV.2. CARACTERISTICAS DE LOS EQUIPOS DE EXTRACCION

En este apartado se presenta un análisis de tipo cualitativo sobre los factores a favor y en contra de los equipos de extracción en operación continua -mezcladores, sedimentadores y mezcladores en flujo helicoidal-, frente a los equipos que se emplean también de contacto continuo en contracorriente, que de ordinario suelen ser torres de extracción en fase líquida.

Los puntos ventajosos que presentan los tres primeros equipos en comparación con el último, se resumen en los siguientes.

1.- Los mezcladores sedimentadores y los mezcladores en flujo helicoidal, en contraste con las torres de extracción, suelen dar una mejor dispersión o intensidad de turbulencia a cualquier nivel, bien por medio de una agitación mecánica, bien por presentar un flujo alternativo las dos fases; no presentando riesgo de inundación ni reducción de la capacidad del equipo. No obstante, deben evitarse la formación de emulsiones no sedimentables por el uso de dispersiones excesivamente finas.

2.- En estos equipos se puede manejar fácilmente cualquier proporción de los dos líquidos, la cual puede gobernarse a voluntad para obtener los mejores resultados en la transferencia de materia.

3.- La instalación horizontal, común en el sistema de cascadas de múltiples etapas, es esencialmente útil cuando el techo de la nave industrial es bajo.

4.- Esta instalación horizontal permite agregar nuevas etapas a la cascada si fuese necesario.

5.- Los sistemas de cascada múltiple trabajando en operación continua, pueden pararse durante periodos de tiempo relativamente largos. Cuando se ponen en marcha de nuevo no existe retraso en el restablecimiento del régimen estacionario. Esto no es posible cuando se trabaja con torres de extracción, puesto que cualquier parada trae consigo una sedimentación de las fases y subordinado por las magnitudes de diseño, hace que cuando se vuelva a arrancar se tenga un fuerte retraso hasta alcanzar las condiciones de régimen estacionario.

Las ventajas del sistema por etapas se hace aún más notable para los procesos de extracción a pequeña escala, en la que la utilización de la instalación no es continua y/o en todos aquellos procesos en los que la obtención de la solución fértil de entrada se ve sometida a fluctuaciones aperiódicas.

6.- En estos equipos casi siempre es posible trabajar con eficacias elevadas, bien forzando fuertemente la relación de las fases, bien recirculando parte de una de las fases en cada etapa.

7.- En estos equipos es posible confiar, dentro de lo razonable, en la ampliación de una instalación a pequeña escala al tamaño de planta-piloto.

8.- El problema de paro de una etapa y sustitución por una de reserva no ofrece ni gran dificultad ni elevado coste.

Entre los inconvenientes que son comunes a este tipo de instalaciones industriales, cabe destacar que una distribución de los equipos sobre un plano horizontal suele ocupar mucho sitio.

Los mezcladores-sedimentadores además presentan como puntos desfavorables los siguientes.

1.- La necesidad de agitación requiere bastante energía y un equipo de agitación y bombeo por cada etapa que representa con relación a un mayor volumen de retenido, mayor dificultad de construcción. Todo ello desemboca en un mayor desembolso en las inversiones y un aumento en los costes de operación y mantenimiento.

2.- El volumen de los sedimentadores suele ser relativamente grande, lo cual lleva consigo un aumento en el costo de equipo y en el del agente de extracción, ya que el retenido del mismo crece considerablemente.

Los equipos de extracción que trabajan con flujo helicoidal presentan las ventajas siguientes frente a los inconvenientes de los mezcladores-sedimentadores.

1.- Los equipos de contacto de fase no llevan sistemas mecánicos móviles, siendo los costes de equipo y mantenimiento más bajos que los mezcladores sedimentadores.

2.- El volumen de la etapa es menor al de los mezcladores-sedimentadores. Debido a su construcción tubular, se está en condiciones de montar varias ramas en paralelo dándole una estructura más compacta.

3.- En estos equipos las emulsiones son menos persistentes.

4.- Atendiendo al punto anterior, el volumen necesario de los sedimentadores es inferior.

IV.3. BASES DE CALCULO DE LAS INSTALACIONES

La extracción líquido-líquido ha permitido en hidrometalurgia el tratamiento de las soluciones fértiles que se obtienen en el beneficio de minerales pobres, gracias a que por la operación posterior de reextracción se está en condiciones de conseguir soluciones fértiles finales de concentración suficientemente alta para que pueda utilizarse en ellas un proceso químico o electroquímico en la obtención de un compuesto del metal o el metal directamente.

Los procesos de extracción dentro de los sistemas de beneficio de la hidrometalurgia, constituye una operación intermedia entre los procesos necesarios para conseguir liberar y disolver el compuesto metálico del mineral, obteniendo la solución fértil diluida, y los procesos finales necesarios para el beneficio último del producto a partir de la solución del elemento metálico de entrada.

Es fácil suponer que es muy difícil fijar un valor de la concentración de soluto en la solución fértil de entrada a extracción, puesto que variará según el tipo de elemento a beneficiar, la composición química del mineral, la concentración de metal en el mismo, de los procesos previos a extracción y de la economía de los mismos. De otra parte debe tenerse en cuenta que en estos procesos previos de ataque químico, lavado y dilución, para un caso real la solución que se obtiene llevará además del elemento de interés otra serie de componentes, los cuales pueden interferir o modificar las condiciones de la operación de recuperación.

El trabajo experimental sobre los datos de funcionamiento de las etapas de extracción, se ha realizado a partir de disoluciones preparadas con compuestos químicamente puros sin tratar de estudiar un caso particular de concentración, por extracción de una solución fértil de concentración determinada.

Por otra parte, la línea de investigación se ha dirigido en conseguir información necesaria de funcionamiento de las etapas de cada uno de los equipos estudiados. De aquí se puede inferir que el estudio económico se basará en la comparación de los costos de funcionamiento de cada una de las diferentes variantes de diseño de las etapas en extracción, para valores diferentes de la concentración de metal en la fase acuosa de entrada y que serán los mismos que los que han elegido en las series de datos experimentales.

De la información que se obtenga, se podrán trazar las líneas generales y las conclusiones para las diferentes variantes de extracción líquido-líquido que se han propuesto.

IV.3.1. Bases de diseño

Las bases de cálculo comunes a las tres variantes de equipo de extracción que se han estudiado son:

- Agente de extracción

Acido nafténico diluido en queroseno y de concentración diez por ciento en volumen.

- Agente de reextracción

Disolución de ácido sulfúrico de concentración ciento ochenta gramos por litro.

- Temperatura de trabajo

La operación se realizará en régimen isotérmico a veinticinco grados centígrados.

- Solución fértil concentrada

La solución concentrada de salida será de ciento veinte gramos por litro de cinc, valor medio necesario para beneficio de cinc por deposición electrolítica.

- Solución fértil de entrada

La composición de la misma será

Concentración de sulfato amónico = 120,0g/l.

pH de la solución = 7,0.

Concentración de cinc.

a) Mezcladores-sedimentadores = 0,35, 0,90 y 3,00 g/l.

b) Mezcladores flujo helicoidal simple = 0,15, 0,35, 0,60, 0,90, 1,20 y 3,0 g/l.

c) Mezcladores flujo helicoidal con mezcla = 0,15, 0,35, 0,60, 0,90 y 3,00 g/l.

IV.3.2. Dimensiones de los equipos

Las dimensiones de los equipos se estiman sobre los volúmenes de retenido del agente de extracción y que son para todos los equipos los valores de 10, 20, 30 y 50 litros por etapa.

- Mezcladores-sedimentadores

Bases de diseño.

Relación de fases en extracción = 5, 10, 15, 20 y 30.

Tiempo de mezcla = 30 segundos.

Caudal de agente de extracción: es el cociente entre la cantidad de dicho agente retenido y el tiempo de mezcla .

Caudal de solución fértil: es el producto entre el caudal de agente de extracción y la relación de fases de trabajo.

Forma del mezclador: cilíndrica.

Relación diámetro/altura = Uno.

Volumen de mezcla = Ecuación (4-9).

Forma del sedimentador: Paralelepípedica

Relación longitud/anchura = 2,5

Relación anchura/altura = 2,0

Tiempo de sedimentación = 10,0 minutos.

Volumen del sedimentador = Veinte veces el de mezcla.

- Sistema de agitación y bombeo

El sistema de agitación y bombeo está formado por una doble turbina de paletas planas.

Turbina de mezcla.

Número de palas rectas = Seis.

Relación diámetro mezclador/diámetro pala = 3

Turbina de agitación.

Número de palas = Ocho.

Relación diámetro mezclador/diámetro pala = 2,5.

Velocidad de giro árbol = 175 r.p.m.

Potencia de agitación y mezcla = ver figura (4-1). Estos datos se han sacado del catálogo de la casa Denver para los equipos de extracción.

$$\text{Potencia de bombeo} = \frac{1}{75} (F_A + F_O) \cdot \gamma \cdot h \quad (4-10)$$

F_A = Caudal de fase acuosa en $m^3/\text{seg.}$

F_O = Caudal de fase orgánica en $m^3/\text{seg.}$

γ = Peso específico de la mezcla. Valor tomado 1000 Kgf/m^3 .

h = Altura del mezclador.

Valor de la potencia de cálculo = Potencia de agitación y mezcla más la potencia de bombeo.

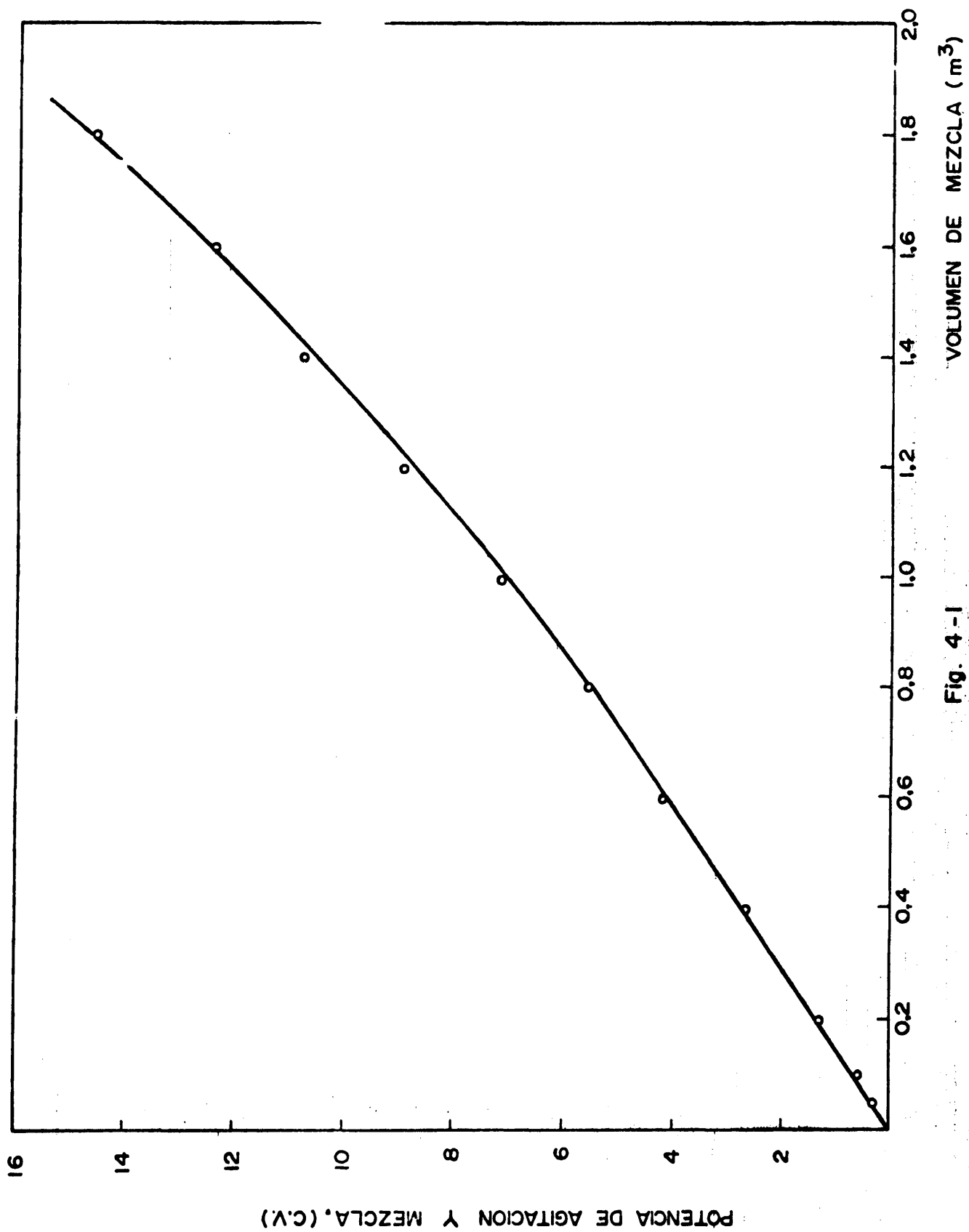


Fig. 4-1

Coeficiente de corrección de potencia = 1,20

Potencia final = Coeficiente de corrección de potencia por el valor de la potencia de cálculo.

- Mezcladores de flujo helicoidal simple

Bases de diseño.

Relación de fases en extracción = 10, 20 y 30.

Tiempo de mezcla = 30 segundos.

Caudal de agente de extracción: se calcula de la misma forma que en el caso anterior.

Caudal de solución fértil: se calcula de la misma forma que en el caso anterior.

Forma de mezclador = Tubular. Montaje en paralelo.

Relación longitud/diámetro = Veinte.

Diámetro del tubo de mezcla = Una pulgada.

Volumen de mezcla: Ecuación (4-9).

Forma del sedimentador: Paralelepípedica.

Relación longitud/anchura = 2,5.

Relación anchura/altura = 2,0.

Tiempo de residencia = 1 minuto.

Volumen del sedimentador = Dos veces el de mezcla.

- Sistema de bombeo de las fases

Tipo de bombas: Centrífugas autoaspirantes.

Velocidad de giro: 1450 r.p.m.

Altura de impulsión = 10 metros de columna de agua.

Potencia del motor = En función del caudal y altura máxima de impulsión.

Los datos de las bombas han sido sacados de los catálogos facilitados por la casa SIHI-HALBERG.

- Mezcladores de flujo helicoidal con mezcla

Bases de diseño.

Relación de fases en extracción = 5, 10, 15 y 20.

Tiempo de mezcla = 5 segundos.

Los caudales tanto del agente de extracción como de la solución fértil se estiman como en los casos anteriores.

Forma del mezclador = Tubular. Montaje en paralelo.

Relación longitud/diámetro = Veinte.

Diámetro del tubo de mezcla = Una pulgada.

Volumen de mezcla = Ecuación (4-9).

Forma del sedimentador: Paralelepípedica.

Las relaciones de magnitudes fundamentales son idénticas a las de los casos anteriores.

Tiempo de residencia = Dos minutos.

Volumen del sedimentador = Veinte veces el volumen de mezcla.

- Sistema de bombeo de las fases

Los datos de diseño, tipo de bomba, velocidad de giro y altura de impulsión son los mismos que los de los mezcladores de flujo helicoidal simple. La potencia del motor eléctrico se estima también de la misma forma empleando los catálogos de la casa SIHI-HALBERG.

IV.3.3. Materiales de construcción

Los materiales de construcción sobre los que se basarán las estimaciones de los costes de maquinaria y aparatos son los siguientes.

- Mezcladores-sedimentadores

Tanto el tanque de mezcla como el sedimentador son de resina poliéster con fibra de vidrio, realizado en estructura de emparedado con poliéster en el exterior y núcleo de poliuretano. El mezclador va provisto de cortacorrientes de poliéster-fibra de vidrio, orificios de alimentación de líquidos, rebosadero de las fases mezcladas y un puente soporte para el sistema de agitación en perfil normal de acero. El sedimentador va provisto de orificios de salida de las fases. Las tuberías de conducción de líquidos y rebosaderos son de P.V.C. reforzados con poliéster fibra de vidrio.

Cada mezclador-sedimentador va provisto de un grupo de electro-agitadores, con turbina de agitación contruidos en acero inoxidable y va dotado de un reductor de revoluciones para proporcionar a la salida una velocidad en el arbol de 175 r.p.m.

- Mezcladores de flujo helicoidal

El equipo de mezcla formado por las cabezas de distribución de la fase dispersa, los tubos de mezcla y las hélices, serán de acero inoxidable. El sedimentador será de resina poliéster con fibra de vidrio, realizado en estructura de emparedado con poliéster en el exterior y núcleo de poliuretano. Las tuberías de conducción de líquidos serán de P.V.C reforzados con poliéster-fibra de vidrio.

Las relaciones de las magnitudes fundamentales de los equipos que se han dado en este apartado se han estimado siguiendo los criterios de diseño de las casas suministradoras para los mezcladores-sedimentadores y manteniendo los factores de escala (sobre los equipos diseñados para el trabajo experimental) en los mezcladores de flujo helicoidal, puesto que no existe ningún tipo de información. Los tiempos de mezcla son los encontrados experimentalmente en el laboratorio y los tiempos de sedimentación son los que se han obtenido para una perfecta separación de las fases en las peores condiciones aumentado en un tanto por ciento medio de un veinticinco.

IV.4. BASES PARA LA ESTIMACION ECONOMICA

En este apartado se exponen las líneas elegidas para la estimación de las partidas que integran el coste de funcionamiento de una etapa para cada variante de diseño y equipo de la misma.

IV.4.1. Mezcladores-sedimentadores

En el costo de una etapa $-C_{uA}-$ se ha incluido el costo de equipo -mezclador, sedimentador, equipo mecánico de mezcla y motor eléctrico- y los costos de instalación de los mismos y del sistema eléctrico.

Así mismo se ha fijado en diez años el valor medio de vida de la etapa.

El costo de amortización de una etapa, se estimará aplicando la regla de Williams, tomando como base los volúmenes de mezcla del equipo.

$$(C_{uA})_2 = (C_{uA})_1 \left| \frac{V_{M2}}{V_{M1}} \right|^b \quad (4-11)$$

En esta ecuación, el exponente $-b-$ se le ha asignado un valor medio de 0,50. El subíndice uno, se corresponde con la situación tomada como base y el subíndice dos, se corresponde con la situación a estimar.

Para instalaciones de extracción en fase líquida, de volumen de mezcla, 0,60 metros cúbicos, con relaciones de diseño idénticas a las dadas y para el mismo material de construcción, el costo de una etapa $-C_{uA1}-$ era de 58200 ptas. en el mes de febrero del presente año.

La otra partida del coste es la de energía eléctrica consumida en los motores para la mezcla. El valor de $-C_E-$ se calcula aplicando la ecuación (4-4) sobre la base de ocho mil horas año de funcionamiento y siendo el precio del kilovatio hora de 0,80 pesetas.

IV.4.2. Mezcladores de flujo helicoidal

El esquema de cálculo que se ha seguido para valorar el costo $-C_{uA}-$ de una etapa, será el mismo tanto si se trata de una extracción en flujo helicoidal simple, como si lo es en flujo helicoidal con mezcla; puesto que las diferencias de diseño en los equipos tan solo estriba en las hélices de mezcla.

En la variable $-C_{uA}-$ se engloban los costos de las bombas, los de la instalación de las mismas y equipo de mezcla y los costos de la instalación eléctrica.

Al igual que para la situación anterior, el periodo medio de vida de todos los equipos de la instalación se ha fijado en diez años.

El costo de las bombas de impulsión de las fases, corresponden a los del catálogo de la casa SIHI-HALBERG, cuyos precios fueron facilitados por dicha casa en el mes de febrero del presente año.

El resto de las partidas que faltan para completar el costo de la etapa, se estiman por el método porcentual tomando como base el costo de las bombas de impulsión de la fase, de la siguiente forma:

Coste del mezclador-sedimentador	= 70%
Coste de la instalación eléctrica	= 20%
Coste de la instalación de equipos, (bombas y mezclador-sedimentador)	= 40%
Total	1,30

Por tanto, el valor de C_{uA} será igual a 2,30 por el coste de amortización de las bombas.

La otra partida del coste es el de la energía eléctrica consumida. El valor de $-C_E-$ se calcula por medio de la ecuación (4-4), sobre las mismas bases que las que se han tomado para los mezcladores-sedimentadores.

IV.5. LA ESTIMACION ECONOMICA

Una vez que se han establecido tanto las bases para el diseño de los equipos como los criterios adoptados para la evaluación de las diferentes partidas del coste anual de una etapa de extracción en fase líquida, solamente queda por fijar los valores paramétricos que se tienen que dar al retenido del agente de extracción para realizar la estimación económica.

Tomando como equipo de referencia a los mezcladores-sedimentadores, y atendiendo fundamentalmente a los volúmenes de mezcla, tanto para instalaciones pequeñas como grandes que se encuentran en funcionamiento, se han elegido unos valores de retenido del agente de extracción de 10, 20, 30 y 50 litros por etapa y sin recirculación de dicho agente. Con estos valores se pueden calcular todas las variables de diseño que se han expuesto en el apartado 4.2.

En las tablas 4-1, 4-2, 4-3 y 4-4, se agrupan los datos necesarios de diseño para proseguir con la estimación económica en el caso de los mezcladores-sedimentadores, y que son los siguientes.

- F_O = Caudal de la fase orgánica.
- F_A = Caudal de la fase acuosa.
- R = Relación de fases.
- V_m = Volumen de mezcla
- V_T = Volumen del mezclador.
- D = Diámetro del mezclador.
- $P_A + P_M$ = Potencia de agitación y mezcla de las fases por etapa.
- P_B = Potencia de bombeo de las fases por etapa.
- P_W = Potencia eléctrica total consumida en una etapa.

En las tablas 4-5 y 4-6 se agrupan los datos necesarios para realizar la estimación económica para los equipos de mezcla en flujo helicoidal simple, y en la tabla 4-7 los correspondientes a los equipos de extracción en flujo helicoidal con mezcla para un retenido de agente de

extracción de diez litros. Las variables necesarias son las siguientes en ambos equipos.

F_o = Caudal de la fase orgánica.

F_A = Caudal de la fase acuosa.

R = Relación de fases.

V_m = Volumen de mezcla.

$P.(F_A)$ = Potencia consumida en bombear la fase acuosa.

$P.(F_o)$ = Potencia consumida en bombear la fase orgánica.

P_w = Potencia eléctrica total consumida en una etapa.

Los valores de las partidas del coste de etapa $-C_E-$ y $-C_{A1}-$, se evalúan para cada variante de equipo tal y como se ha expuesto en el apartado 4.4. En las tablas 4-9 y 4-10 se dan estos dos valores del costo y el tanto por ciento del costo de energía frente al resto de amortización de la etapa $-\xi-$, para los mezcladores-sedimentadores. En las tablas 4-11 y 4-12 se agrupan, además de las variables citadas, los costos de bombas $-C_B-$ para los equipos de extracción en flujo helicoidal simple. Finalmente en la tabla 4-8, se agrupan para los equipos de extracción en flujo helicoidal con mezcla, los valores de las variables empleadas en los equipos anteriores.

Los valores de los costos anuales de una etapa para cada variante de diseño, se calculan a partir de los datos de las tablas anteriores empleando la ecuación (4-5).

Los valores de estos costes totales de etapa $-C_{T1}-$ se presentan para los mezcladores-sedimentadores en las tablas 4-13, 4-14 y 4-15 en las que cada una de ellas se corresponden con valores en la concentración de metal en la solución fértil de entrada de 3,00, 0,90 y 0,35 en gramos por litro.

En la tabla 4-16 se recogen los valores de $-C_{T1}-$ para los equipos de extracción en flujo helicoidal simple y en la tabla 4-17 quedan recogidos dichos valores de los costes para los equipos de extracción en flujo helicoidal con mezcla.

IV.6. OPTIMACION DE MEZCLA

Los criterios que se han seleccionado en la optimación de mezcla de los equipos de extracción líquido-líquido con los que se ha trabajado

son dos, y en ambos se comparan los valores de los costos totales anuales de las etapas de extracción de las dos variantes de flujo helicoidal frente a las de flujo de mezcla en mezcladores-sedimentadores.

En el primer criterio se calculan las razones entre el costo $-C_{T1}-$ de una etapa de extracción en flujo helicoidal simple y la de una etapa de mezcla, puesto que en ambos equipos se trabaja con los mismos tiempos de residencia en mezcla, para diferentes valores de retenido del agente de extracción y concentraciones de metal en la solución fértil de entrada a la etapa.

El segundo criterio, compara los costes totales anuales de las etapas de diseño diferente por unidad de elemento que se transfiere en la misma. Al igual que en el caso anterior se calculan las razones de dichos costes unitarios para las diferentes variantes de diseño frente a los mezcladores-sedimentadores.

Por el primer criterio se estiman las siguientes razones de costos de etapas -R.C.E.-.

$$R.C.E = \frac{(C_{T1})_a}{(C_{T1})_b} \quad (4-12)$$

En la ecuación (4-12), el subíndice -b- se refiere a la variante en flujo helicoidal simple y el subíndice -a- se refiere a extracción en flujo de mezcla.

Empleando el segundo criterio, la expresión de los costes unitarios es diferente según se comparen los equipos de flujo helicoidal simple o con mezcla. La razón de los costos unitario de etapas -R.C.U.E- tendrá el valor siguiente, tomando como referencia la cantidad de metal que se transfiere a la fase orgánica por etapa.

$$R.C.U.E. = \frac{\left[\frac{C_{T1}}{F_o \cdot \Delta y^* \cdot \epsilon} \right]_a}{\left[\frac{C_{T2}}{F_o \cdot \Delta y^* \cdot \epsilon} \right]_b} \quad (4-13)$$

Si en la ecuación anterior, los subíndices se refieren a las mismas situaciones que las del caso anterior, se tiene

$$[\Delta y^*]_a = [\Delta y^*]_b \quad (4-14a)$$

La cantidad de metal que se puede transferir en cada etapa a efica-

cia cien por cien es la misma en los dos casos, puesto que también lo son la concentración de entrada de la solución fértil y la relación de fases.

También cumple la siguiente condición debido a que se comparan situaciones idénticas de funcionamiento, los caudales de las fases orgánicas

$$[F_o]_a = [F_o]_b \quad (4-14b)$$

La igualdad (4-14) es correcta puesto que en ambos equipos se trabaja con iguales tiempos de residencia en mezcla e idénticos volúmenes de retenido.

Teniendo todo esto en cuenta, la expresión (4-13) queda de la forma siguiente

$$R.C.U.E = \frac{(C_{Tl})_a}{(C_{Tl})_b} \cdot \frac{\epsilon_{III}}{\epsilon_{II}} \quad (4-15)$$

$$R.C.U.E. = (R.C.E.) \cdot \frac{\epsilon_{III}}{\epsilon_{II}} \quad (4-16)$$

En estas dos últimas expresiones se ha empleado para las eficacias la nomenclatura general. Ver capítulo tercero.

Por el contrario, si el subíndice -b- se refiere a la variante de extracción en flujo helicoidal con mezcla y el subíndice -a- se refiere a la extracción en mezcladores sedimentadores, las relaciones entre Δy^* y $-F_o-$ de la ecuación (4-13) son como sigue:

$$[\Delta y^*]_a = [\Delta y^*]_b \quad (4-17)$$

La justificación de esta expresión es la misma que se ha dado para la (4-14a).

La relación de caudales es igual al cociente de los tiempos de mezcla de extracción

$$\frac{[F_o]_a}{[F_o]_b} = \frac{\theta_{II}}{\theta_{IV}} \quad (4-18)$$

La expresión (4-18) es correcta, ya que los volúmenes de retenido de fases es el mismo para ambos equipos. La nomenclatura empleada en los subíndices de los tiempos, se corresponde con la general del capítulo tercero.

Sustituyendo las ecuaciones (4-17) y (4-18) en la (4-13) se tiene

$$R.C.U.E = \frac{(C_{T1})_{II}}{(C_{T1})_{IV}} \cdot \frac{\theta_{IV}}{\theta_{II}} \cdot \frac{\epsilon_{IV}}{\epsilon_{II}} \quad (4-19)$$

En esta expresión se conoce que la razón entre los tiempos de residencia de mezcla para los dos equipos, según los datos aportados en el capítulo tercero, es igual a un sexto.

Con ambos criterios se obtienen respuestas muy parecidas siempre que los tiempos de residencia que se empleen en extracción sean los mismos. En efecto, tal como se puede deducir de la ecuación (4-16), las relaciones entre los costos de cada criterio están relacionadas por un cociente de las eficacias de funcionamiento de cada equipo. Si los valores de las eficacias son del mismo orden, la corrección que puede suponer en los cocientes de los costos puede ser de un orden inferior a la precisión con que se han evaluado cada una de las partidas del costo total anual de una etapa.

Por el contrario, si los tiempos de residencia en extracción son diferentes, la forma más correcta de comparación de los costos de las etapas, es refiriéndolos a la cantidad de material que se transfiere, puesto que a igualdad de retenido en la etapa, las cantidades de metal que se transfieren están en proporción directa con los tiempos de residencia.

Las comparaciones que se presentan, bien de los costos de las etapas, bien de los costos de las mismas por unidad de metal transferido, se basarán teniendo en cuenta que tanto el volumen retenido de agente de extracción como las relaciones de fases y la concentración de metal de la solución fértil de entrada serán iguales, para las diferentes variantes de diseño en las etapas de extracción.

Empleando el primer criterio, se han calculado los cocientes de los costos -R.C.E.- entre los equipos de extracción en flujo de mezcla y en flujo helicoidal simple. Los valores finales se han agrupado en la tabla (4-18-A). Un análisis de dichos valores, pone de manifiesto que los equipos de extracción en flujo helicoidal simple presentan un menor coste a medida que el volumen de etapa aumenta y para relaciones de fases iguales o superiores a veinte; los cocientes de las eficacias de estos dos equipos presentan desviaciones importantes frente a la unidad a concentraciones de metal inferiores al gramo por litro y para relaciones de fases inferiores a veinte -ver tabla 4-19-.

Si se calculan las relaciones de costos -R.C.U.E.- según el segundo criterio, se obtienen los valores que se dan en la tabla 4-18. Las consecuencias que se pueden inferir son las mismas que las apuntadas empleando el primer criterio, con la salvedad de que para las concentraciones de metal de 0,35 gramos por litro, dichos cocientes de costos de etapas, casi todos los valores a partir de relaciones de fases iguales o superiores a veinte, también son algo inferiores a la unidad. Las variaciones más significativas tienen lugar para las relaciones de trabajo de fases de cinco y diez, ya que los valores de -R.C.U.E.- son bastante más inferiores a los de -R.C.E.-.

Parece pues que los mezcladores-sedimentadores presentan un menor costo de etapas que los equipos de extracción en flujo helicoidal simple, más no debe olvidarse que el costo anual tan sólo se ha calculado con las partidas primera y segunda, habiéndose dejado constante las otras tres restantes. Debido al diseño de las etapas y siguiendo lo que se expuso en el capítulo tercero, referente a que los equipos de extracción en flujo helicoidal simple daban a la salida de los mismos una perfecta separación de las fases, cosa que no ocurría para los de flujo de mezcla puesto que presentaban formación de emulsiones; las cuales eran tanto más persistentes cuanto menor era la relación de fases. Por todo esto no se puede considerar constante para ambas variantes de diseño la partida cuarta del coste referente a los costes anuales de reposición de agente de extracción por pérdidas debidas a la formación de emulsiones.

Esta partida cuarta del coste de etapa será tanto más significativa a medida que las relaciones de fase sean menores por lo que será necesario sumar otro término a los datos aportados en la tabla 4-18. En este estudio económico no se evalúan estos términos adicionales, puesto que la forma más directa de conocer con fiabilidad los valores del costo de reposición del agente de extracción, se dispondrán siempre y cuando se hubiesen realizado pruebas de funcionamiento en planta piloto durante un periodo de tiempo lo suficientemente amplio para poder estimar dichas pérdidas.

Es interesante por tanto, apuntar que los equipos de extracción en flujo helicoidal simple presentan la ventaja importante de la separación inmediata de las fases y que su coste total de funcionamiento será posiblemente inferior a los de los mezcladores-sedimentadores, siempre y cuando que el volumen de la instalación no sea pequeño.

Por último falta comparar los costos de funcionamiento entre un mezclador-sedimentador y una etapa de extracción en flujo helicoidal con mezcla. Según los datos experimentales referidos en el capítulo tercero, estos equipos necesitan diferente tiempo de residencia para la operación de extracción. Por tanto y consecuentemente a todo lo expuesto en líneas anteriores en este apartado, las comparaciones se realizarán sobre los costos de funcionamiento de etapa por unidad de metal transferido en la misma.

En la tabla 4-20 se dan los valores de los cócientes de las eficacias entre una etapa de flujo helicoidal con mezcla y otra etapa con flujo de mezcla para cada valor de la relación de fases y concentración de metal en la fase acuosa de entrada. Teniendo en cuenta estos valores y realizando las operaciones necesarias según la ecuación 4-19, se obtienen las razones de los costos unitarios de funcionamiento de las etapas, las cuales se han agrupado en la tabla 4-21. En este caso tan sólo se ha seleccionado un único valor del volumen retenido de agente de extracción que es el de menor valor.

Del análisis de los valores de R.C.U.E.- de esta última tabla, se colige que para todos los casos el coste total por unidad de producto transferido en la etapa es siempre inferior para la variante de extracción en flujo helicoidal con mezcla. Los órdenes de magnitud son lo suficientemente importantes, por lo que la elección en este caso, siempre se inclinará a favor de esta variante intermedia de flujo en extracción; la cual presenta como única desventaja la formación de emulsiones a la salida de la operación, a pesar de que son algo menos persistentes a las que se obtienen en extracción en recipientes agitados.

V. DISCUSION DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

V.1. RESUMEN GENERAL

En los últimos avances tecnológicos que se han producido en hidrometalurgia, la extracción líquido-líquido constituye, junto con el cambio de ion, las operaciones en las que se han basado los nuevos diagramas de flujo de beneficio que se han propuesto y se han desarrollado a escala industrial. La extracción líquido-líquido, dentro de la situación actual de la hidrometalurgia, se presenta como un paso con grandes posibilidades en la recuperación selectiva de diferentes metales.

La investigación dentro del campo de la extracción en fase líquida puede ser abordada desde múltiples y diferentes puntos de vista. La orientación que se ha seguido en el presente trabajo, se ha encaminado a conseguir información tanto sobre los diagramas de flujo de "extracción-reextracción" y "extracción en operación dual", como sobre las posibles variantes de diagramas de flujo que se pueden construir a partir de ambos. Así mismo, toda la labor experimental se ha centrado en obtener una información amplia, para poder vislumbrar el comportamiento de una etapa. A tal efecto, y a tenor de las últimas publicaciones aparecidas sobre diseño de nuevos equipos de mezcla, se han seleccionado, diseñado y montado tres etapas de extracción en operación continua con el fin de ponderar entre ellas las variables típicas de funcionamiento, de las que han merecido una especial aplicación, las eficacias de etapas y las funciones de pseudoequilibrio.

Con este programa de trabajo, en principio quedaba relegado a un segundo plano la elección del sistema sobre el que se debía desarrollar, tanto los estudios sobre los diagramas de flujo, como los trabajos experimentales. No obstante, se estimó interesante cubrir en parte la falta de información publicada entorno a las condiciones de equilibrio de

sistemas, para la concentración de soluciones por extracción, dentro de la hidrometalurgia. Por esto se consideró oportuno trabajar con disoluciones de cinc, empleando como agente de extracción ácido nafténico diluido en queroseno y como soluciones de reextracción, disoluciones de ácido sulfúrico.

El ácido nafténico, es un producto que se puede emplear, para diferentes elementos metálicos como agente de extracción, debido en gran parte a su facilidad de adquisición y su bajo precio, comparado con la mayoría de otros productos que se pueden emplear en extracción. El ion cinc, es un catión que se puede extraer con ácido nafténico, el reparto de dicho metal no es favorable a pH ácidos hacia la fase orgánica; por otra parte, y debido a las propiedades químicas del cinc, éste precipita cuando el pH de las soluciones son débilmente ácidas, neutras o básicas. Se comprobó experimentalmente que si las soluciones de sulfato de cinc se acondicionan para que dicho elemento no precipite, los valores en el reparto de extracción aumentan considerablemente, estando en estas condiciones el reparto favorecido hacia la fase orgánica. A la vista de estos resultados, se procedió a determinar experimentalmente las isotermas de equilibrio en extracción, las cuales sirvieron de base de partida para desarrollar los trabajos restantes que se presentan en esta memoria.

Al unísono con el trabajo experimental de la determinación de las isotermas de equilibrio, se desarrolló otro de carácter teórico acerca de evaluar nuevas posibilidades de llevar un proceso de extracción. Tomando como base los diagramas de flujo de "extracción-reextracción" y de "extracción en operación dual", se propusieron como variantes interesantes de proceso, los diagramas de flujo dobles de "dual-extracción-reextracción", "dual-reextracción" y "extracción-reextracción-dual". Con objeto de tratar el mayor número de situaciones posibles, se elaboró un programa de cálculo general que englobase las cinco variantes de procesos de extracción.

Dentro del campo de experimentación se siguió la pauta que se expone a continuación. En primer lugar, se realizaron los trabajos de extracción por cargas para conocer la evolución de las variables de funcionamiento de la etapa. Con el análisis de los resultados obtenidos, se planificaron los trabajos a realizar en extracción continua. Estos trabajos se realizaron en tres equipos de mezcla de diseño diferente;

dos de los cuales, extracción con agitación mecánica y extracción en flujo helicoidal con mezcla, vienen respectivamente descritos en la bibliografía; el primero como mezclador convencional en extracción y el segundo como equipo para homogenización de líquidos. El equipo restante, no aparece descrito en la bibliografía que se ha consultado y se desarrolló bajo la idea de conseguir una etapa de extracción en la que la formación de emulsiones fuese prácticamente nula. Estos dos últimos equipos constituyen dos variantes intermedias de flujo entre el de mezcla y el de pistón ideal.

Las dimensiones que se han dado a los diferentes equipos de mezcla están motivados por la relación de fases de trabajo, los tiempos de residencia en la etapa y con los equipos de bombeo que se disponía. Toda la experimentación se ha llevado a escala de laboratorio, no pudiéndose trabajar en ningún caso a escala de planta piloto, debido a limitaciones principalmente de carácter económico.

Finalmente se presenta de una parte, las líneas generales que se deben seguir para realizar una optimación de un proceso de extracción; y de otra, tomando los valores calculados de las eficacias de cada una de las etapas para las diferentes condiciones de operación, se estudia la forma de optimación de mezcla, comparando los valores de los costes de funcionamiento de las dos variantes de flujo de extracción frente a los obtenidos en una etapa en las que las fases se mezclan por medio de agitación mecánica. Para que los resultados de este estudio tuviesen mayor valor representativo, hubiera sido necesario trabajar con valores de eficacias en equipos a escala de planta piloto; a pesar de ello, se estima que la información que se obtiene es interesante para poder conocer más directamente las características propias, las límitaciones y las ventajas de cada una de las variantes de los equipos que se han propuesto para la extracción líquido-líquido.

V.2. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

En las páginas siguientes se presenta la discusión de los resultados obtenidos, para lo cual el trabajo realizado se ha dividido en los apartados siguientes. Diagramas de flujo en extracción líquido-líquido, datos de funcionamiento de las etapas y optimación de mezcla en las etapas de extracción.

V.2.1. Diagramas de flujo en extracción

Los diagramas de flujo en extracción presentan las siguientes características propias de funcionamiento. El proceso de "extracción-reextracción" tiene un único circuito cerrado de circulación de la fase orgánica, y las líneas de corrientes de la solución fértil de entrada en extracción y la de concentración final de metal en reextracción son independientes, por lo que solamente es necesario acondicionar dichas fases antes de entrar a cada una de las operaciones. El proceso de "extracción en operación dual" también presenta un circuito único de fase orgánica, mientras que el número de líneas de la fase acuosa es de uno. El funcionamiento de este proceso difiere formalmente del anterior en los puntos siguientes. En "extracción-reextracción" se obtiene la solución concentrada a partir de una solución exenta de soluto; mientras que en "dual", la solución de partida tiene una concentración en soluto igual a la de la solución fértil del primer proceso; ambas soluciones deben acondicionarse para que tenga lugar la transferencia de materia de la fase orgánica a la acuosa. Una vez obtenida la solución concentrada, se separa parte de ella como producto final, mientras que el resto debe acondicionarse para que en dual-agotamiento se transfiera soluto hacia la fase orgánica. Por el contrario, en "extracción-reextracción" se agota directamente la solución fértil de entrada. Fácilmente se puede deducir, que el salto de concentraciones de soluto para las operaciones de agotamiento es muy superior en "extracción-dual", mientras que en las operaciones de enriquecimiento, la variación de concentraciones en "extracción-reextracción" es algo más superior que en "extracción-dual".

Las tres variantes de diagrama de flujo, presentan en común un doble circuito de fase orgánica y los mecanismos por los que se produce la transferencia de materia participan de las dos modalidades señaladas anteriormente. Así, para los procesos de "dual-extracción-reextracción", la solución fértil de entrada se acondiciona para que se concentre en la operación de cual enriquecimiento y a su salida se separan en dos líneas; que previo acondicionamiento de sus soluciones, se agotan por separado en las operaciones de dual agotamiento, en donde se desechan los estériles, y en la operación extracción en donde a la salida se debe volver a acondicionar la fase acuosa para obtener la solución fértil final concentrada en la operación de reextracción.

En los procesos de "extracción-reextracción-dual" al igual que en los de "extracción-reextracción", se parte de dos soluciones en fase acuosa previamente acondicionadas y la solución fértil de entrada también se agota en una única operación, la de extracción. Por el contrario, la solución concentrada se obtiene en dos operaciones, las de reextracción y enriquecimiento. A la salida de esta última, parte de la solución concentrada se debe acondicionar para cargar de soluto la fase orgánica del circuito del proceso de dual en la operación de dual agotamiento. En este proceso se obtienen dos líneas de estires.

Los procesos de "dual-reextracción", son los únicos que presentan un doble circuito de fase orgánica que a su vez se comunican. Al igual que en los procesos de "extracción-dual", la solución fértil se acondiciona para que se concentre en la operación de dual enriquecimiento; más, a la salida no se separa ningún producto, tan sólo se acondiciona para cargar de soluto la fase orgánica que se necesita en las operaciones de reextracción y dual enriquecimiento; a la salida de la operación de dual-agotamiento, se obtiene la única línea de solución agotada. La solución concentrada se obtiene a partir de solución preparada exenta de soluto en la operación de reextracción y de igual forma que en los procesos de "extracción-reextracción".

El estudio cuantitativo de las variables de funcionamiento de cada uno de los procesos de extracción líquido-líquido que se han propuesto, se han realizado para soluciones fértiles de cinco concentraciones, 0,10, 0,30, 0,60 y 0,90 gramos por litro, empleando como agente de extracción ácido nafténico diluido en queroseno de concentración, 10,0, 12,5 y 15,0 en tanto por ciento en volumen, concentrando estas soluciones hasta ciento veinte gramos por litro de cinc y siendo el rendimiento de cada proceso sencillo del noventa y nueve por ciento.

La selección de estos valores, obedece a las circunstancias de tratar soluciones fértiles muy diluidas de difícil recuperación por otros procedimientos, las cuales pueden provenir, bien de una explotación de minerales de baja ley o marginales, bien como productos de cola del beneficio de un yacimiento en el que el cinc no es el producto principal. El valor de la recuperación de metal es elevado, ya que el precio del producto final también lo es y justifica suficientemente esta medida; no obstante, para cada situación en particular un estudio económico sobre rentabilidades marginales aportará los suficientes datos para en-

contrar el rendimiento óptimo de la recuperación. El valor de la concentración de salida se ha elegido pensando en la obtención de cinc como producto final por medio de una electrodeposición, dicho valor de la concentración corresponde a los valores medios con que se trabaja en las plantas de electrolisis.

La información que se ha obtenido de cada uno de los procesos de extracción se expone a continuación, teniendo en cuenta los datos presentados y recordando que para valores de las pendientes de las rectas de operación inferiores a tres, se corresponden con situaciones en las que probablemente será necesario recircular una de las fases. Ver tablas y descripción de procesos del Capítulo II.

Extracción-reextracción

Los procesos de "extracción-reextracción, se caracterizan por presentar una variación regular del tanto por ciento del mínimo de etapas frente a dicho valor más dos, estos valores están comprendidos entre el cuarenta y el cincuenta por ciento. Su estabilidad, medida como tanto por ciento de número de procesos comprendidos entre el mínimo de etapas más dos y el número total de procesos propuestos, es máxima para aquellos en los que la concentración de entrada de la solución fértil es de 0,90 gramos por litros, disminuyen cuando lo hace el valor de la concentración de soluto. Esta variable fluctúa entre el cincuenta y tres y el diecisiete por ciento.

Las pendientes de las rectas de operación en extracción fluctúan entre las que necesitan recirculación de fase orgánica y las que no lo precisan, para esta última situación, los valores son discretos y razonables, no superándose nunca el valor de doce. En reextracción las pendientes de las rectas de operación fluctúan sus valores en intervalor muy amplios y elevados, necesitando para la mayoría de los casos recircular gran cantidad de la fase acuosa.

Extracción-dual

Los procesos de "extracción en operación dual", presentan una variable del tanto por ciento del mínimo de etapas frente a este valor más dos, más amplio que en los procesos anteriores, sus valores fluctúan entre el cuarenta y cinco y el ochenta y ocho por ciento. Su estabilidad referida al menor número de etapas, es muy elevada, aumentando

cuanto menor es la concentración de soluto a la entrada del proceso; sus valores en tanto por ciento varían entre el noventa y uno y el cien.

Las pendientes de las rectas de operación en agotamiento, fluctúan entre valores muy por debajo de la unidad, lo que representa unas condiciones muy elevadas de recirculación de la fase orgánica. En enriquecimiento, las pendientes de las rectas de operación fluctúan en unos intervalos más cortos y de menor valor que los correspondientes a "extracción-reextracción". A pesar de ello, hay un número suficiente de situaciones para los que sería necesario recircular fase orgánica en un orden inferior a la de la operación de reextracción anterior.

Dual-reextracción

Los procesos de "dual-reextracción", dan una variación del tanto por ciento del mínimo número de etapas con relación a dicho número más dos, desde el veinte al sesenta, disminuyendo dicho valor cuando lo hace la concentración de soluto de la solución fértil de entrada. Su estabilidad es elevada, puesto que el tanto por ciento de los procesos con número de etapas comprendidos entre el mínimo más dos frente a los totales, tan sólo varía entre el noventa y uno y el noventa y tres. en un intervalo amplio, en el que hay bastantes situaciones en las que la recirculación de fase orgánica está dentro de los valores prácticos del proceso; los valores máximos de dichas pendientes para las diferentes condiciones de proceso que se han propuesto varían entre dos y medio, y seis. Las pendientes de las rectas de operación en enriquecimiento, están comprendidas en un intervalo de amplitud menor que para los dos procesos anteriores, de los que hay un buen número de situaciones comprendidas dentro de los valores prácticos de trabajo, sin necesidad de recircular fase acuosa. Las pendientes de las rectas de operación en reextracción están comprendidas en la totalidad entre los valores prácticos para este tipo de operación.

Dual-extracción-reextracción

Los procesos de "dual-extracción-reextracción", presentan una variación del tanto por ciento del número mínimo de etapas con relación a dicho número más dos, comprendida entre el veinticuatro y el cuarenta

y nueve; este tanto por ciento decrece cuando lo hace la concentración en soluto a la entrada de proceso. Su estabilidad medida en tanto por ciento de procesos comprendidos dentro del mínimo más dos etapas y el número total, fluctúa alrededor del cincuenta por ciento; este porcentaje también decrece a medida de que las concentraciones de entrada de soluto también bajan.

Las pendientes de las rectas de operación en agotamiento y en enriquecimiento, son prácticamente del mismo orden que las de los procesos de "dual-reextracción". En la operación de reextracción, las pendientes de las rectas varían en un intervalo que coincide también con las de la operación de dual-agotamiento; y en reextracción, los valores de las rectas de operación coinciden con los mismos, pertenecientes a los procesos de "dual-reextracción". Por todo ello, las consecuencias que se pueden deducir son las mismas que las que se han apuntado en cada una de las situaciones a las que se ha hecho referencia con anterioridad.

Este proceso doble presenta la particularidad de que se puede trabajar con las mismas condiciones en las variables de proceso en las operaciones de agotamiento, tanto en la zona de "extracción-dual", como en "extracción-reextracción".

Extracción-reextracción-dual

Los procesos de "extracción-reextracción-dual", dan una variación del tanto por ciento del número de etapas frente a este número más dos comprendidos entre el veintisiete y el cuarenta y nueve, cuando la concentración en ácido nafténico es del diez o del doce y medio por ciento en volumen; mas cuando esta concentración es del quince por ciento, el límite superior del intervalo alcanza el valor de setenta y tres. Contrariamente a lo que venía ocurriendo en los tres últimos procesos anteriores, los valores de estos porcentajes aumentan cuando disminuye la concentración de soluto en la solución fértil de entrada. Este efecto es formalmente igual al de "extracción-reextracción", pero la variación es más significativa para esta última variante de proceso. La estabilidad baja, variando los tantos por cientos de los procesos con un número de etapas comprendido entre el mínimo más dos y los totales, entre nueve y veintiseis; estos porcentajes y, por tanto, la estabilidad

para esta variante de extracción en fase líquida, disminuye a medida que la concentración de soluto a la entrada de la solución fértil es menor.

Las pendientes de las rectas de operación, varían según las líneas trazadas en "extracción-reextracción". Para las operaciones de reextracción, las pendientes de las rectas fluctúan en un intervalo amplio, en el que si bien hay situaciones en las que se precisa recircular fase orgánica, la mayoría de los casos caen dentro de la obligatoriedad de recircular grandes cantidades de fase acuosa. En agotamiento, los valores de las de operación varían muy poco siendo su promedio de 0,5, mientras que en reextracción, los valores de las pendientes son relativamente bajos, estando comprendidos entre 1,5 y 2,3.

Este proceso se caracteriza por una gran descompensación entre las variables de funcionamiento en las zonas de "extracción-reextracción" y "extracción-dual", presentando en esta última muy poca elasticidad en sus dos operaciones. Este fenómeno sigue perdurando a pesar de que se trabaje con un mayor número de etapas.

Resumiendo brevemente, se puede inferir de acuerdo con lo expuesto, que los procesos de "extracción-dual" son los de mayor estabilidad y los que presentan peores condiciones de operación, ya que se necesitarían disponer de grandes volúmenes de retenido de agente de extracción. Esta desventaja se subsana para las variantes de extracción, "dual-reextracción" y "dual-extracción-reextracción", disminuyendo la estabilidad en esta última. Los procesos de "extracción-reextracción", tienen los inconvenientes de necesitar movilizar grandes cantidades de retenido de solución de reextracción y no ser muy estables; ambos aspectos no se subsanan en la variante de "extracción-reextracción-dual", que además presenta rigidez en las condiciones de operación para la zona de "extracción-dual"; por lo que en principio esta variante de proceso es la que cuenta con menos atractivos de realización.

Las cinco variantes de flujo en extracción líquido-líquido, presentan como denominador común, tanto para las condiciones de mínimo número de etapas como para las de mínimo más dos, la misma cantidad de etapas por operación simple.

V.2.2. Resultados experimentales en extracción

La extracción en fase líquida es una operación de transferencia de materia en un sistema de dos fases líquidas. Independientemente del equipo que se elija, en dichos procesos se pueden distinguir tres etapas fundamentales, que son: (a) dispersión de un fluido en el seno del otro, (b) contacto de la fase que ha sido dispersada en la otra, y (c) coalescencia de la fase dispersa y separación final de las fases. El resultado final de la cantidad de soluto que se transfiere en una etapa para un sistema de extracción, está íntimamente relacionado con el grado de dispersión; es decir, con el tamaño de las gotas y el área interfacial puesta en juego, todo lo cual conduciría a la evaluación de los coeficientes globales de transferencia de materia y la relación superficie a volumen de la fase dispersa, parámetros muy difíciles de estimar con rigurosidad para los equipos que se emplean en extracción, por la imposibilidad de poder establecer todas las relaciones existentes entre ellos. Ver capítulo tercero.

El grado de dispersión que se puede conseguir en una etapa de extracción, está directamente relacionado con los aspectos (a) y (b) apuntados anteriormente, siendo a su vez dependientes del diseño del equipo. Siguiendo esta vertiente, es hacia donde se ha dirigido el trabajo experimental.

Las tres variantes de diseño de las etapas de extracción en operación continua, presentan en común la igualdad en el modo de producirse la dispersión de la fase ligera por medio de unas boquillas consistentes en una variación brusca en la sección de la conducción, justamente antes de la entrada al equipo de mezcla. Estas reducciones hacen que la velocidad de salida de la fase orgánica sea muy elevada, produciendo un desplazamiento de la otra fase a su salida, poniendo en movimiento las capas de fluido adyacentes a la boquilla y formándose finalmente una gran turbulencia al penetrar pequeñas partículas de la fase orgánica sobre la fase acuosa a gran velocidad. La diferencia de cada una de estas tres variantes de diseño estriba en el modo diferente de mantener, alterar, modificar y volver a producir dispersiones de la fase orgánica en la acuosa.

El estudio del comportamiento del sistema de extracción elegido, frente a las diferentes variables sobre las que se puede actuar para

conseguir mejores y mayores cantidades de transferencia de materia, se realizó empleando los equipos de extracción por cargas; en los que a partir de las propiedades físicas del sistema y de las magnitudes de diseño, fácilmente se puede comprobar que en dichos ensayos se realiza ron en régimen turbulento con un número de Reynolds del orden de diez mil. En estos equipos la dispersión de la fase orgánica en extracción se consigue a expensas de la agitación y mezclado de las fases.

Los resultados que se obtuvieron quedan recogidos en los puntos siguientes.

1.- La cantidad de cinc que se transfiere es directamente proporcional a la concentración de ácido nafténico en queroseno del agente de extracción.

2.- Para una composición determinada del agente de extracción, la cantidad de metal transferido de la fase acuosa a la fase orgánica, es directamente proporcional con la concentración de cinc en la fase acusa; mas si se fija esta variable como valor paramétrico, la transferencia de materia es también directamente proporcional a la razón de volúmenes de las fases.

3.- Fijadas las condiciones de operación, concentración del agente de extracción, concentración de metal a la entrada de la fase acuosa y la razón de volúmenes de las fases; la cantidad de materia que se transfiere es directamente proporcional al tiempo de residencia en la etapa.

4.- A partir de un tiempo de residencia igual a cuarenta segundos, la cantidad de materia transferida no varía. El tiempo que se invierte para la extracción es muy pequeño y de acuerdo con los datos de las tablas 3-1 y 3-2, más del ochenta por ciento de la cantidad de soluto que se puede transferir tiene lugar en los veinte primeros segundos.

5.- Los valores de las eficacias Murphree calculados para las condiciones de régimen estacionario, dependen de las mismas variables que la concentración de metal en la fase orgánica y su variación relativa es del mismo tipo.

6.- Las concentraciones de cinc transferidas a la fase orgánica, para las condiciones de régimen estacionario, se pueden relacionar con las razones de volúmenes para cada valor de la concentración de cinc a

la entrada de la etapa mediante la ecuación (3-16), en la que los valores paramétricos de dicha función están relacionados con la concentración inicial de cinc siguiendo la ley logarítmica.

De los resultados obtenidos en las variantes de etapas de extracción en operación continua, después de todo lo expuesto en el capítulo tercero, se puede afirmar que el comportamiento de las mismas en general siguen las líneas generales apuntadas para los procesos de cargas. En todos los casos se ha trabajado con un único valor de la concentración de ácido nafténico en queroseno e igual al diez por ciento en volumen, puesto que lo que se intentaba era obtener datos de funcionamiento de cada variante de diseño empleando la menor cantidad de agente de extracción.

Para las tres variantes de diseño, se ha seguido el criterio de dispersar la fase orgánica en medio de la acuosa, empleando para ello estrechamientos bruscos en la conducción. No obstante, el grado de dispersión que se consigue en cada equipo de extracción es diferente ya que fue necesario tantear para cada caso el valor del diámetro en el estrechamiento, así como la distancia, diámetro y posición de la conducción de la fase acuosa. Todo ello fue motivado de una parte por la necesidad de trabajar con los mismos valores de las variables de funcionamiento y de otra por los diseños en los equipos de mezcla y contacto de cada diseño de etapa. Para los tres casos, la dispersión de las fases fue turbulenta. Tomando todo esto como base de comparación, se pueden obtener los siguientes resultados.

1.- Los tiempos de residencia necesarios para conseguir las condiciones de transferencia en régimen estacionario son del mismo orden para la extracción en flujo de mezcla y en flujo helicoidal simple, mientras que para la extracción en flujo helicoidal con mezcla, es muy pequeño e igual a cinco segundos. Este último equipo es el que presenta el mejor desarrollo superficial de la fase dispersa.

2.- Por el contrario, la formación de emulsiones es máxima para la extracción en flujo de mezcla, menos persistentes para la extracción en flujo helicoidal con mezcla y prácticamente nulas para la variante de flujo helicoidal simple.

3.- Las eficacias de extracción obtenidas para la variante de flujo helicoidal simple son siempre inferiores a las obtenidas en flujo de

mezcla, a excepción de los casos en los que la concentración de cinc a la entrada de la etapa es tres gramos por litro y las razones de caudales son iguales a veinte y treinta. Ver tabla 4-19.

Las eficacias de extracción obtenidas para la variante de flujo helicoidal simple siempre son inferiores a las obtenidas en las de flujo helicoidal con mezcla. Ver tabla 3-7.

En términos generales se puede decir que los valores de las eficacias para la extracción en flujo de mezcla son aproximadamente del orden de las obtenidas para extracción en flujo helicoidal con mezcla. Ver tabla 4-20.

4.- En extracción en flujo de mezcla, la relación entre la cantidad de cinc y la razón de fases es de tipo potencial, ecuación (3-18), siendo sus valores paramétricos función de la concentración de cinc a la entrada de la etapa.

Estas relaciones son mucho más sencillas para la extracción en ambas variantes de flujo helicoidal. En efecto, la relación entre el valor de la concentración de cinc en la fase acuosa a la salida de la etapa y las razones de fase es lineal, pasando esta recta por el origen, siendo de igual modo la relación entre las pendientes de cada recta para cada concentración de cinc en las soluciones fértiles de entrada a las etapas. Ecuaciones (3-23) y (3-26). Todo esto se cumple siempre y cuando que la concentración en cinc de dicha solución fértil sea igual o menor a 0,90 gramos por litro y siempre que las razones de trabajo no sean superiores a treinta. Estas relaciones no serán lineales para todas aquellas situaciones en las que el valor de la concentración de cinc en la fase orgánica esté próximo al de equilibrio. Por ejemplo, para $X_0 = 3,00$ gramos por litro, si se aplicasen las relaciones lineales anteriores, para la razón de fases veinte, ya se hubiese sobrepasado la concentración en fase orgánica de equilibrio, como esto no puede suceder en todos estos casos se deja de cumplir estas sencillas relaciones lineales.

5.- Las ecuaciones (3-18), (3-23) y (3-26), son las funciones de seudoequilibrio para cada variante de equipo de extracción, con las que se podrán calcular el número de etapa reales.

6.- Comparando las ecuaciones (3-23) y (3-26) se puede fácilmente deducir, que la variante de extracción en flujo helicoidal con mezcla

es el treinta y tres por ciento más eficaz que la variante en flujo helicoidal simple, siempre que se trabaje con concentraciones fértiles de cinc iguales o menores a 0,90 gramos por litro.

7.- Los trabajos que se realizaron de extracción en flujo de mezcla, simulando la recirculación de fase orgánica, ponen de manifiesto que la concentración de cinc en la fase orgánica a la salida de la etapa es superior a cuando no se recircula, siendo menor la desviación de las concentraciones de soluto a la salida frente a los valores de equilibrio. La transferencia de materia se rige bajo las mismas leyes, ya apuntadas.

No obstante, las eficacias de las etapas son por regla general inferiores a los valores que se obtienen sin recirculación. La recirculación de fase orgánica cargada, es una manera de obligar al sistema de extracción para que las corrientes que abandonan la etapa tengan un par de valores de la concentración lo más próximos a los de equilibrio, a expensas de aumentar el volumen de retenido del agente de extracción, favorecer enormemente la formación de emulsiones, aumentar el volumen de sedimentación y, elevar considerablemente las pérdidas del agente de extracción por arrastre mecánico. La eficacia total de una etapa con recirculación es muy elevada y superior a cuando no se recircula fase orgánica, mas deben de evaluarse correctamente los logros adicionales que se consiguen en el agotamiento de la solución fértil frente a los inconvenientes apuntados, los cuales influyen notablemente en la economía de la etapa.

Para finalizar este estudio crítico de la labor experimental que se ha realizado, se tratará brevemente de la operación de reextracción. Siguiendo todo lo que se ha expuesto en el apartado cuarto del capítulo tercero, la reextracción tiene lugar siguiendo una reacción cinética de orden cero. Por tanto, la cantidad de cinc que se transfiere desde la fase orgánica a la acuosa y el valor de la concentración final en metal, es función única de la concentración en ácido sulfúrico de la solución de reextracción y de las relaciones de fases empleadas y/o de la recirculación de la fase que se necesite. El número de moles de cinc que se transfieren, es igual al número de moles de ácido sulfúrico que se encuentran presentes en la solución de reextracción.

En esta operación, el número de etapas que se necesitan están relacionadas con las circunstancias ya reseñadas; de cualquier forma, siem

pre se está en condiciones de que el número de etapas sea uno.

V.2.3. Optimación de mezcla en extracción

En la mayoría de los casos, la determinación de todas las condiciones y factores de un proyecto, que dan por resultado una planta de extracción óptima, requerirá una larga y cuidadosa serie de cálculos, tanto en las condiciones de diseño como en los criterios para la elaboración de los costos. Sin embargo, y en base a fijar unas cuantas suposiciones razonables, se puede llegar con relativa rapidez y sencillez a encontrar condiciones próximas a las de óptimo. El análisis pormenorizado y riguroso, tan sólo será imprescindible en casos muy específicos y en los que se partirá de los valores encontrados en las condiciones aproximadas de optimación.

De acuerdo con lo que se ha expuesto en la optimación de mezcla que se presenta en el capítulo cuarto, ha prevalecido el criterio de etapa al de proceso; por lo que las bases, sobre las que se ha realizado el estudio económico, giran en torno a las tres variantes de diseño con las que se ha desarrollado todo el trabajo experimental.

Las variables de diseño para cada variante de etapa, se han estimado tomando como valor paramétrico el volumen de retenido del agente de extracción, calculándose cada una de ellas de la forma indicada en el capítulo cuarto. Los volúmenes que resultan de las etapas son representativos de los que se emplean en las plantas de extracción para concentración de soluciones en hidrometalurgia de producción normal o media.

Los materiales de construcción de cada equipo se corresponden, para los mezcladores sedimentadores, con los de construcción en las plantas de beneficio en hidrometalurgia por extracción. Para las dos variantes de mezcla helicoidal, los equipos de mezcla se deberían construir en acero inoxidable, tanto por el mecanizado de las hélices como por la disposición en paralelo de los tubos de mezcla. Esta disposición da a la etapa gran capacidad y un más fácil mecanizado de los equipos, puesto que se puede fijar las dimensiones de las hélices. El aspecto externo de estos equipos sería el de unos haces de tubos en paralelo comprendidos de una parte por unas cajas donde se produce la dispersión de una de las fases, y de otra, por las correspondientes para recoger y enviar las fases al sedimentador, construido de la misma forma que los

Equipos anteriores.

La estimación de los costes de maquinaria y aparatos se ha realizado sobre precios dados por diferentes casas suministradores durante el mes de febrero de este año.

Los costes de funcionamiento para cada etapa se han evaluado para cada situación de extracción que se ha expuesto en el tercer capítulo. Por tanto, los valores de las eficacias son las que se han obtenido en los equipos de laboratorio; no obstante, la desviación de los valores que se puedan obtener a escala de planta piloto, será tanto menor, si se mantienen la forma y condiciones de dispersión de la fase orgánica y se mantienen como mínimo idénticas relaciones geométricas en las hélices, puesto que una reducción en el paso de hélice siempre reportaría unas mejores condiciones para el contacto de la fase dispersada.

A partir de los valores que se han agrupado en las tablas del capítulo cuarto, se pueden aducir las siguientes consideraciones para las diferentes etapas de extracción.

1.- El costo de amortización de los equipos de una etapa de extracción en flujo helicoidal simple, siempre es menor al de los mezcladores sedimentadores. Esta diferencia es tanto mayor cuanto lo es el volumen de la etapa y el retenido del agente de extracción.

El costo de amortización de una etapa de extracción en flujo helicoidal con mezcla, para el caso de menor volumen de retenido del agente de extracción, único valor que se compara; dicho coste, es ligeramente superior al de los mezcladores-sedimentadores y, por supuesto, mayor que para las etapas de mezcla en flujo helicoidal simple. Al contrario de lo que ocurre en el caso anterior, la diferencia entre los costes de amortización es menor a medida de que aumenta el volumen de la etapa.

2.- La energía consumida en cada etapa y, por tanto, el costo de dicha energía, es menor para los mezcladores-sedimentadores que la que se consume en las bombas de impulsión de las fases para las etapas de mezcla con flujo helicoidal simple. La diferencia entre ambos valores en los costes disminuye cuando aumenta el volumen de retenido del agente de extracción, de tal suerte que cuando dicho volumen es de cincuenta litros, cambia de signo la diferencia en los costes, consumiéndose más energía en los mezcladores-sedimentadores.

3.- La razón entre los costes de energía y amortización de cada variante de etapa en extracción, aumenta con el volumen de la instalación y con el de retenido en el agente de extracción. Estos valores son más pequeños para los mezcladores-sedimentadores que para el resto de las situaciones, en ambas variantes de flujo helicoidal.

4.- El estudio comparativo de los costes de funcionamiento de una etapa se han realizado tomando como base los mezcladores-sedimentadores.

Los criterios que se han seguido son dos. El primero se corresponde con las evaluaciones de los costes de funcionamiento de cada etapa, mientras que en el segundo se refieren esos costes a la cantidad de soluto que se transfiere en la etapa.

El primer criterio es útil cuando en ambos equipos se trabaja con una cantidad de agente de extracción y unos tiempos de operación iguales. En estas condiciones, para cada razón de fases, los flujos volumétricos que circulan por cada etapa son idénticos.

Para estos casos, estimar los costes de funcionamiento de etapa por unidad de soluto transferido, puede suponer una evaluación más rigurosa en todas aquellas circunstancias en las que haya discrepancias significativas en los valores de las eficacias; siempre y cuando que en ambos equipos se produzcan emulsiones de análoga persistencia.

Comparar los costes de funcionamiento entre las etapas de extracción en flujo helicoidal simple y las de mezcla, no tiene gran interés el corregir estos valores frente a las cantidades que se transfieren de soluto en cada equipo, cuando se ha supuesto que los costes de reposición del agente de extracción por arrastre mecánico en las etapas son iguales; siendo importantes las emulsiones que se forman en los mezcladores-sedimentadores, aumentando su persistencia con la cantidad retenida del agente de extracción y a medida que la relación de fases se hace menor, mientras que en las etapas de mezcla en flujo helicoidal simple ambas fases abandonan la etapa perfectamente diferenciadas.

Por el contrario, el segundo criterio es especialmente útil cuando los tiempos de la operación son diferentes, cosa que tiene lugar cuando se comparan los costes de las etapas de extracción en flujo helicoidal con mezcla, frente a los de los mezcladores-sedimentadores. Con los resultados obtenidos, ver tabla 4-21, fácilmente se puede comprender que pocas diferencias se pueden introducir si se incluyen los cos-

tes por reposición del agente de extracción, debiéndose tener en cuenta que en ambos equipos se producen emulsiones, siendo algo menor persistentes para la variante de flujo helicoidal, según se puede desprender de los trabajos realizados. Una corrección por este concepto haría que los valores de las razones fuese todavía algo más superiores.

Resumiendo brevemente, se puede afirmar que la variante de flujo helicoidal con mezcla es la que presenta menor costo de funcionamiento de etapa por unidad de soluto transferida en ella, recayendo para esta variante de flujo el óptimo de mezcla.

V.3. CONCLUSIONES FINALES

De los estudios realizados tanto teóricos, sobre diferentes variantes de flujo en extracción líquido-líquido, como sobre los estudios experimentales realizados en diseños diferentes de una etapa de extracción y optimación final de las mismas; habiéndose ensayado con soluciones de cinco concentraciones diferentes, empleando como agente de extracción ácido nafténico diluido en queroseno y soluciones de ácido sulfúrico como fase de reextracción; se desprenden las consideraciones siguientes.

- De los procesos sencillos, el que presenta mejores condiciones de operación es "extracción-reextracción", siendo el de mayor estabilidad los de "extracción en operación dual".

- De los procesos dobles que se han propuesto como variantes de diagrama de flujo, "dual-reextracción" y "dual-extracción-reextracción", no sólo mejoran las condiciones de operación de los diagramas de "extracción en operación dual", sino que mejoran las condiciones de estabilidad y las de operación frente al diagrama clásico de "extracción-reextracción".

- La variante de flujo doble de "extracción-reextracción-dual", no mejora en nada los defectos que presenta el de "extracción-reextracción", siendo de otra parte el de menor estabilidad, ofreciendo poca flexibilidad en la elección entre las condiciones que presentan aspectos favorables; bajo este punto de vista, se estima que "extracción en operación dual" muestra aspectos más variados e importantes.

- Las variantes de los diagramas de flujo de "dual-reextracción" y "dual-extracción-reextracción", pueden ser muy competitivos.

- Para los sistemas de extracción en fase líquida en los que el reparto de soluto no sea favorable, tanto en extracción o agotamiento como en reextracción o enriquecimiento; los procesos de "extracción-dual" llevados de forma iterativa, pueden ser competitivos frente a los demás, ya que mejoran las condiciones de operación manteniendo una estabilidad elevada.

Referente a las variables de diseño en la etapa, se entresacan las siguientes puntualizaciones.

- La variante de diseño de extracción en flujo helicoidal simple, presenta la facilidad de no formar emulsiones después de haber mezclado las fases.

- La variante de diseño de extracción en flujo helicoidal con mezcla, ofrece las mejores condiciones de contacto entre fases; lo cual se traduce en una reducción de gran valor en el tiempo de residencia, siendo por esta circunstancia que su coste de funcionamiento por unidad de soluto transferido sea inferior a la mitad de dicho coste para una etapa de extracción en flujo de mezcla.

- Se estima que una etapa de extracción construida al principio sobre la variante de diseño en flujo helicoidal con mezcla y terminada con un diseño en flujo helicoidal simple, mejorará los valores de las eficacias para estos últimos equipos aportando a la vez una reducción en el volumen de los sedimentadores, al salir las fases de la etapa con menos emulsiones que las que se producen en los equipos de extracción de flujo helicoidal con mezcla.

- Con la información que se obtiene de los equipos a escala de laboratorio, las consecuencias que se desprenden en la optimación económica para cada variante de equipo y siguiendo las líneas de optimación para un proceso cualquiera de extracción, expuestas en el capítulo cuarto, y contando con la ayuda que prestan los programas de cálculo para cada variante de flujo; la planificación, tanto en la elección y dimensionado de los equipos, como el establecimiento de las condiciones de operación, se establecerán con un menor grado de incertidumbre.

- A la hora de decidir entre las diferentes variantes de los procesos de extracción que resulten más favorables, debe tenerse en cuenta para cada situación, los costes de acondicionamiento necesarios de las fases.

- Para cualquier sistema de extracción, habida cuenta de las ventajas que aportan cada variante de equipo en flujo helicoidal, no debe eludirse el estudio acerca del comportamiento particular de los mismos. La decisión sobre la conveniencia o rechazo de estos equipos frente a los mezcladores-sedimentadores, debe establecerse después de un estudio riguroso de estimación económica, sobre datos concretos obtenidos en planta piloto.

VI. APENDICE

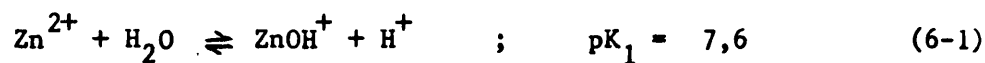
VI.1. ESTUDIO DE LA QUIMICA DEL CINC

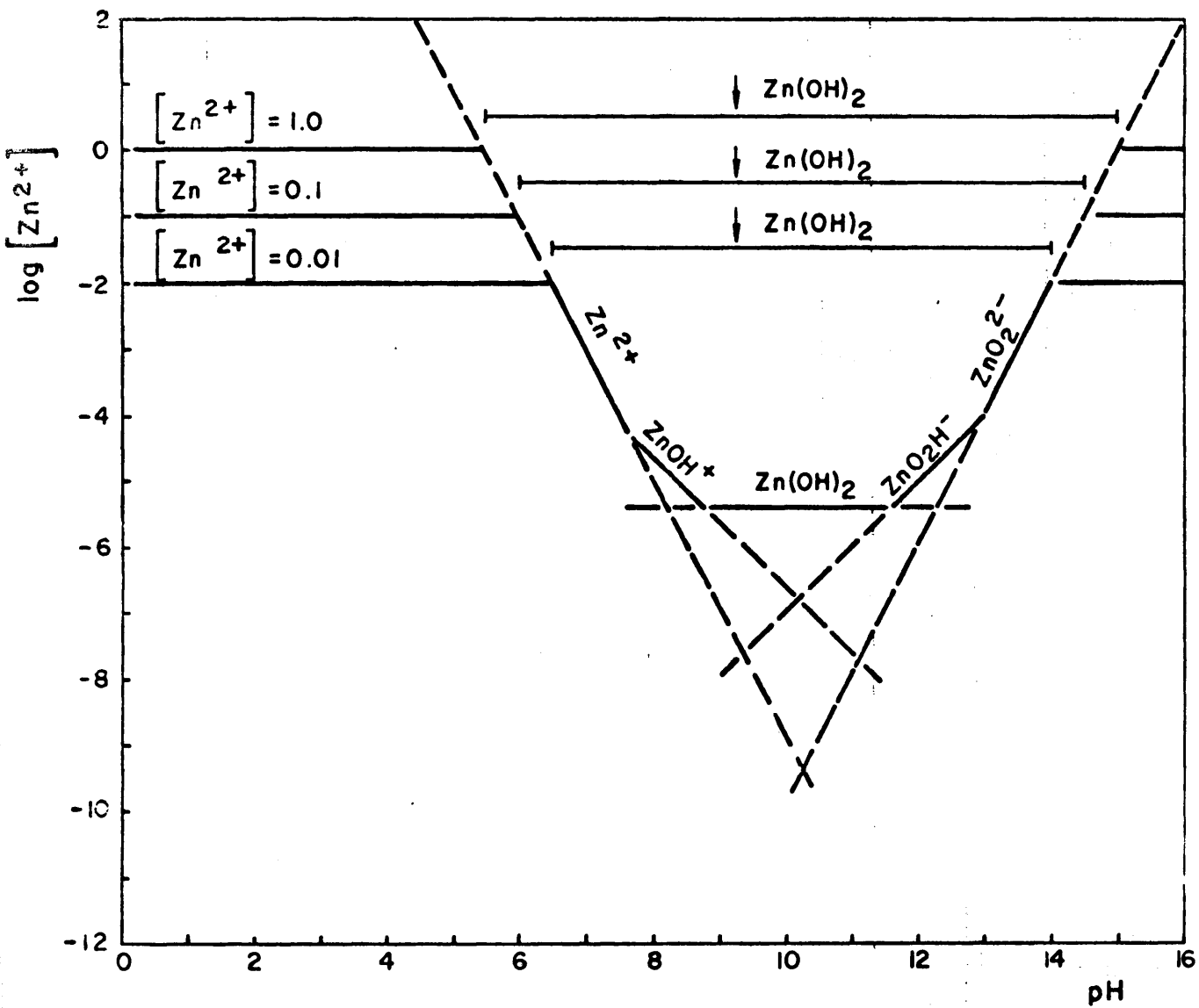
El cinc es un metal de color blanco cristalino, quebradizo a la temperatura ordinaria, pero maleable entre 120° y 150°C, de manera que puede ser laminado entre rodillos calientes, manteniendo después su flexibilidad al enfriarse. Entre las temperaturas de 200° y 300°C se vuelve de nuevo quebradizo. Funde a 419,4°C y hierve a 907°C.

El metal es químicamente activo y por su posición en la serie electroquímica, se ha de disolver en todos los ácidos, incluso en el acético, con desprendimiento de hidrógeno. Sin embargo, el cinc puro se ataca mal por los ácidos; pero bastan vestigios de cualquier metal que ocupe una posición inferior en la serie electroquímica para que la reacción se inicie. En el estado elemental se comporta como un reductor enérgico y reduce a todos los cationes cuyos elementos figuran en la serie electroquímica con potencial más positivo, con la excepción del Ni^{2+} , Co^{2+} , Fe^{2+} y Cr^{3+} . Reduce incluso el ácido nítrico a catión amonio.

El ion cinc es un catión incoloro y bastante ácido. En virtud de esta acidez se hidroliza con facilidad, siendo sus soluciones ácidas para evitar la precipitación de sus sales básicas. Dicha acidez explica también que el hidróxido se disuelva en exceso de iones OH^- para formar el anión cincato.

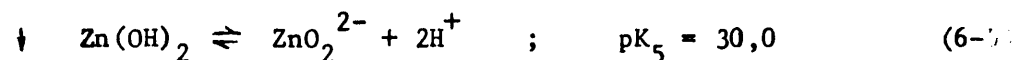
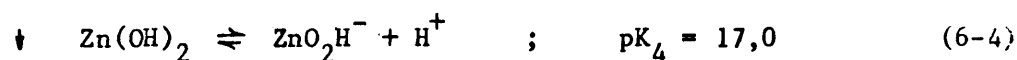
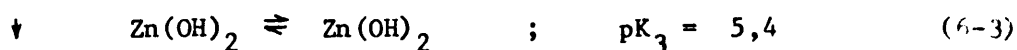
La solubilidad del ion Zn^{2+} , es función del pH de la solución. Los equilibrios químicos que tienen lugar son los siguientes





CURVA DE SOLUBILIDAD DEL PRECIPITADO DE Zn(OH)_2

Fig. 6-1



Para valores de pH superiores al de precipitación, se cumplen los cuatro últimos equilibrios químicos, de donde, aplicando la ley de acción de masas, tomando logaritmos y agrupando términos se tiene

$$\log [\text{Zn}^{2+}] = 11 - 2\text{pH} \quad (6-6)$$

$$\log [\text{Zn(OH)}_2] = -5,4 \quad (6-7)$$

$$\log [\text{ZnO}_2\text{H}^-] = -17 + \text{pH} \quad (6-8)$$

$$\log [\text{ZnO}_2^{2-}] = -30 + 2 \text{ pH} \quad (6-9)$$

La ecuación (6-6) , da el valor del pH de precipitación en función de la concentración de cinc. Ver Figura 6-2.

La aparición de las otras especies en función del pH, se obtienen como sigue. Se representan las funciones (6-6), (6-7), (6-8) y (6-9), los puntos de intersección de cada una de ellas marcará el comienzo de cada una de las especies. Los resultados se dan en la Tabla 6-1 y en la Figura 6-1.

La condición inicial está dada por la concentración total de cinc

$$[\text{Zn}^{2+}] = 10^{\pm n} \quad ; \quad \log [\text{Zn}^{2+}] = \pm n \quad (6-10)$$

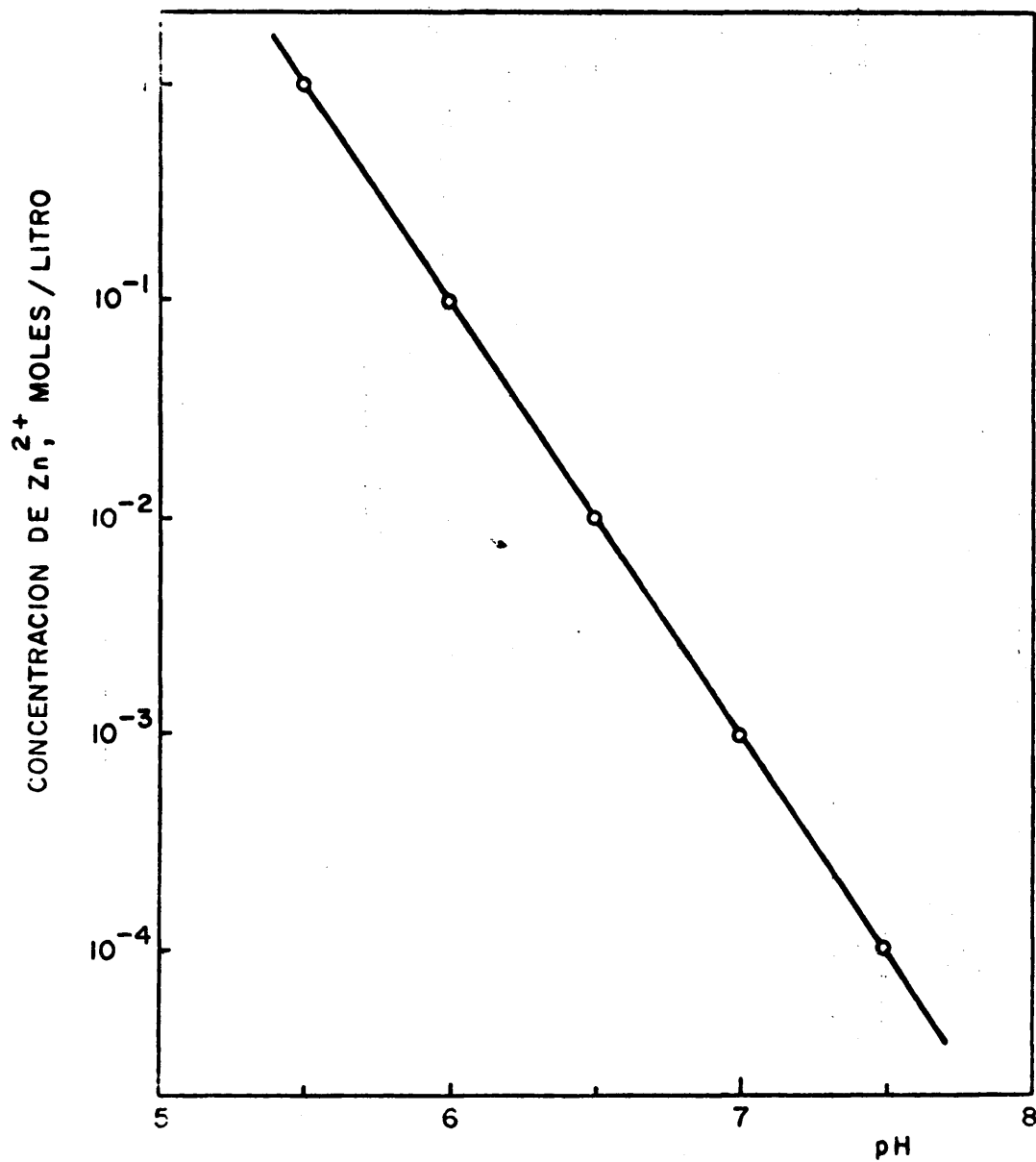
También debe tenerse en cuenta la concentración de $[\text{ZnOH}^+]$ en equilibrio con la de $[\text{Zn}^{2+}]$ antes de precipitar.

De la ecuación (6-1) se obtiene

$$10^{-7,6} = \frac{[\text{ZnOH}^+][\text{H}^+]}{[\text{Zn}^{2+}]} \quad (6-11)$$

Sustituyendo el valor de $[\text{Zn}^{2+}]$ de la ecuación (6-6) en (6-11), y agrupando términos queda finalmente

$$\log [\text{ZnOH}^+] = -\text{pH} + 3,4 \quad (6-12)$$



PH PRECIPITACION DEL HIDROXIDO DE CINC EN FUNCION
DE LA CONCENTRACION DE Zn^{2+} .

Fig. 6-2

De todo ello se puede afirmar que una solución de cinc de concentración superior a 10^{-3} molar en medio débilmente ácido, neutro y básico, precipita hidróxido de cinc. Si en la solución existen sales amónicas, no precipita el hidróxido y se forma con un ligero exceso de amoníaco, el complejo amoniacal $Z_n(NH_3)_6^{2+}$. En la Tabla 6-2 se dan los datos experimentales correspondientes a las cantidades de sulfato amónico necesarias para que no precipite el hidróxido de cinc en función de las concentraciones de dicho catión metálico.

VI.2. DIAGRAMAS DE EQUILIBRIO

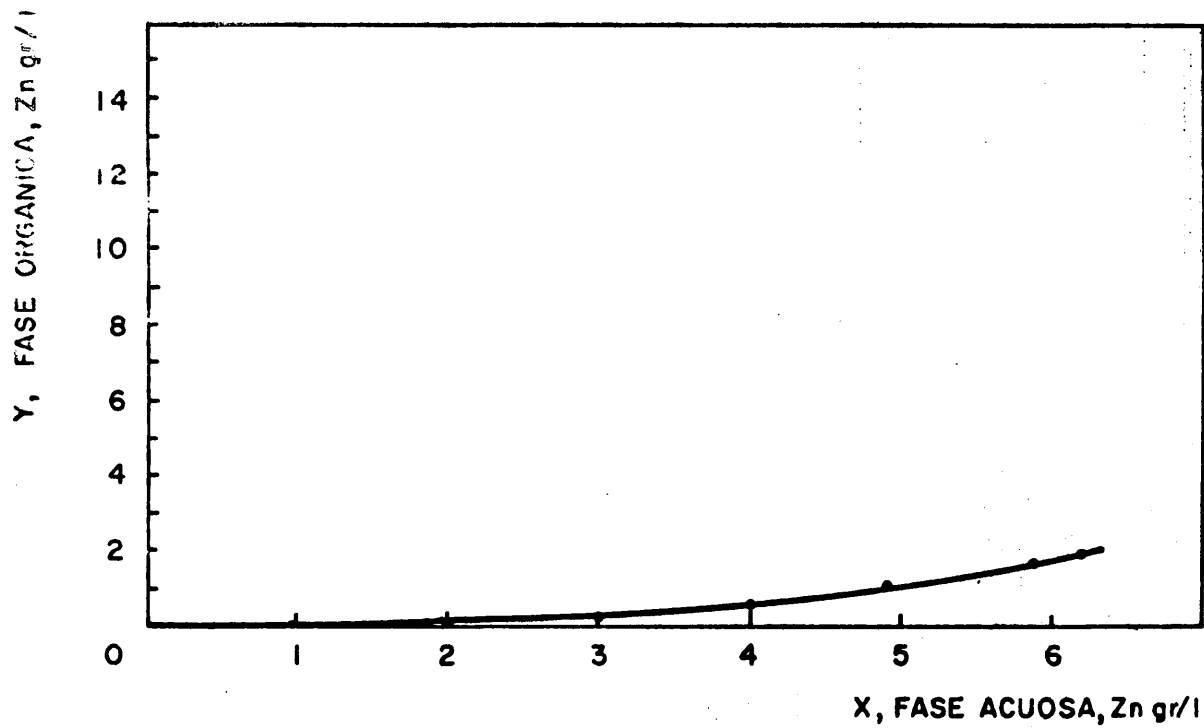
En la evaluación y diseño del equipo de todo proceso de extracción en fase líquida, nunca se insistirá demasiado en la importancia de disponer de datos exactos de equilibrio. Como ya se ha expuesto en capítulos anteriores, la naturaleza de los diagramas de flujo que se proponen, el conocimiento sobre la cantidad de soluto que se transfiere, la decisión en cuanto a la cantidad de solución fértil orgánica que debe emplearse o la relación de las fases de trabajo y la información pormenorizada de las concentraciones de soluto en cada una de las fases para los diferentes procesos, todos estos factores se basan en el conocimiento de los diagramas de fases.

Si se investiga por primera vez la posibilidad práctica de recuperar un soluto por extracción en fase líquida, conviene disponer del mayor número de datos de equilibrio a fin de comparar el valor relativo de las diferentes variables que intervienen. Cuantos más datos se posean mejor se podrán planificar las decisiones que deben ser adoptadas.

En general, y de forma cualitativa, se pueden considerar cuatro factores que intervienen en los valores de equilibrio y que son: la concentración de soluto en la fase acuosa a extraer, la composición química de la misma, la composición de la fase orgánica y la temperatura a la que se efectúa la extracción.

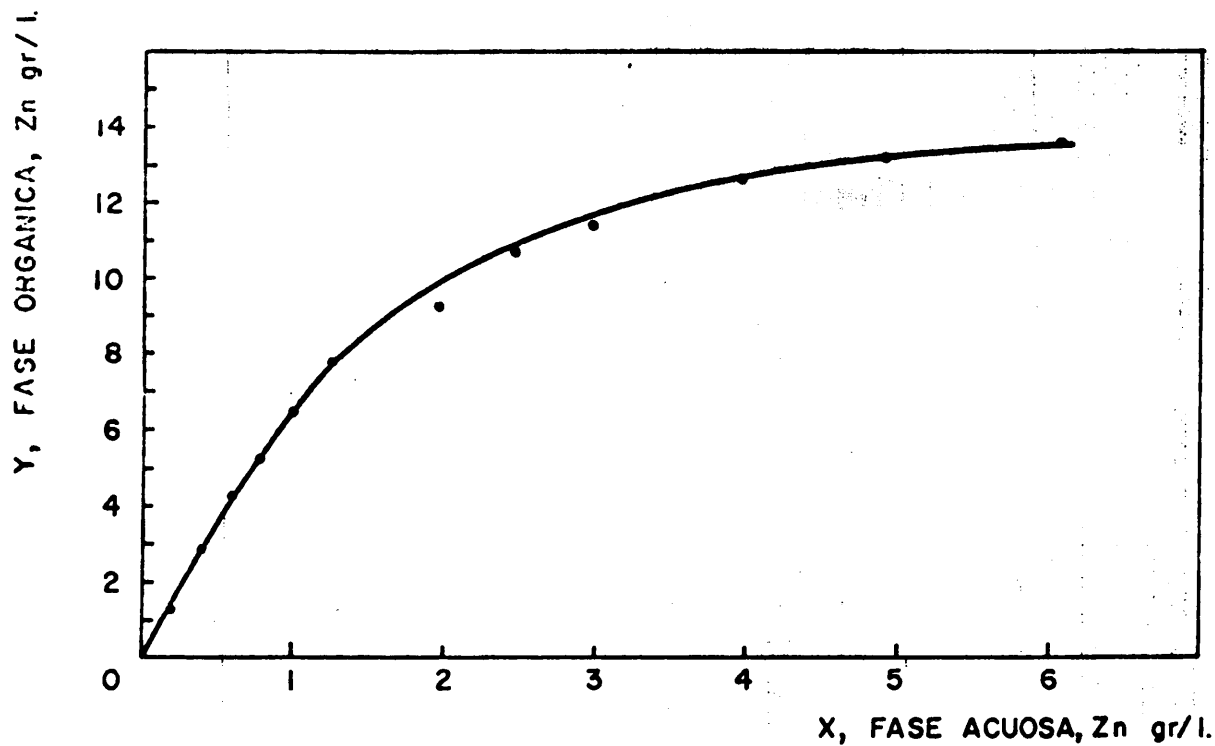
A continuación se analizan por separado estos factores para el sistema elegido en la presente memoria.

La concentración de cinc en la fase orgánica es mayor a medida que lo es la concentración de metal en la fase acuosa. En todas las isotermas de equilibrio se puede destacar que la concentración de cinc en



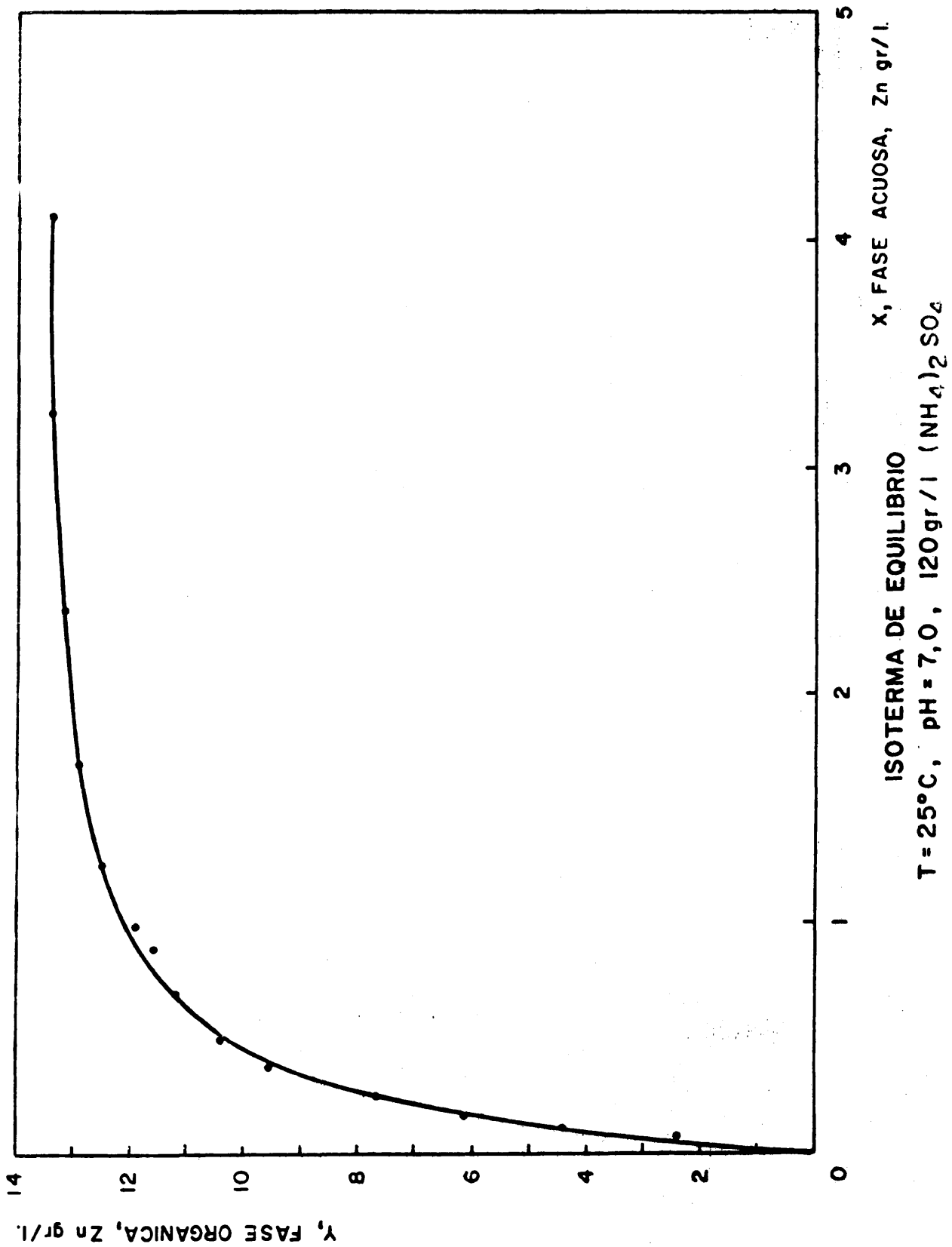
ISOTERMA DE EQUILIBRIO
 $T = 25^{\circ}\text{C}$, $\text{pH} = 6,0$, $120 \text{ gr/l.}(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$

Fig. 6 - 3



ISOTERMA DE EQUILIBRIO
 $T = 25^{\circ}\text{C}$, $\text{pH} = 6,5$, $120 \text{ gr/l.}(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$

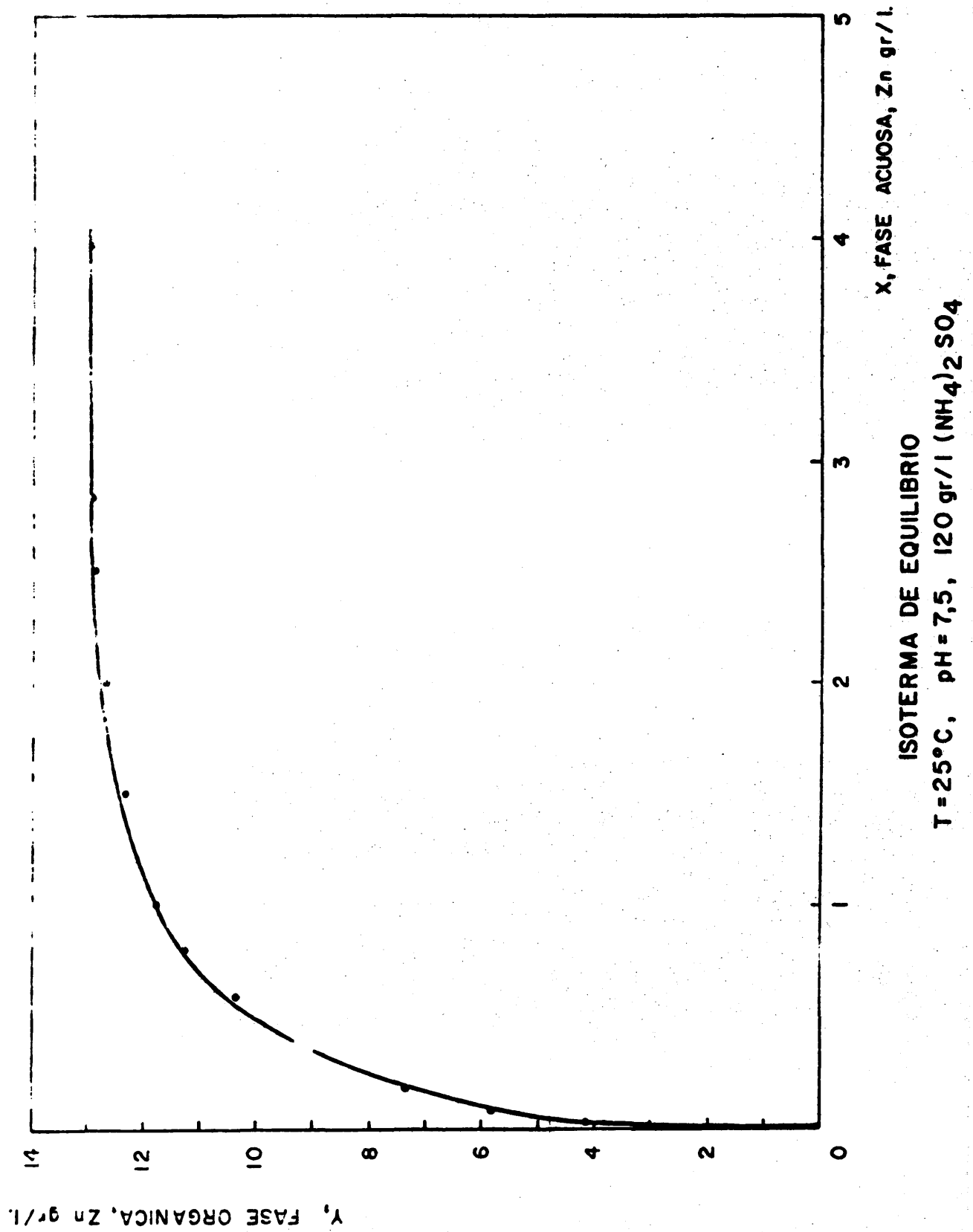
Fig. 6 - 4

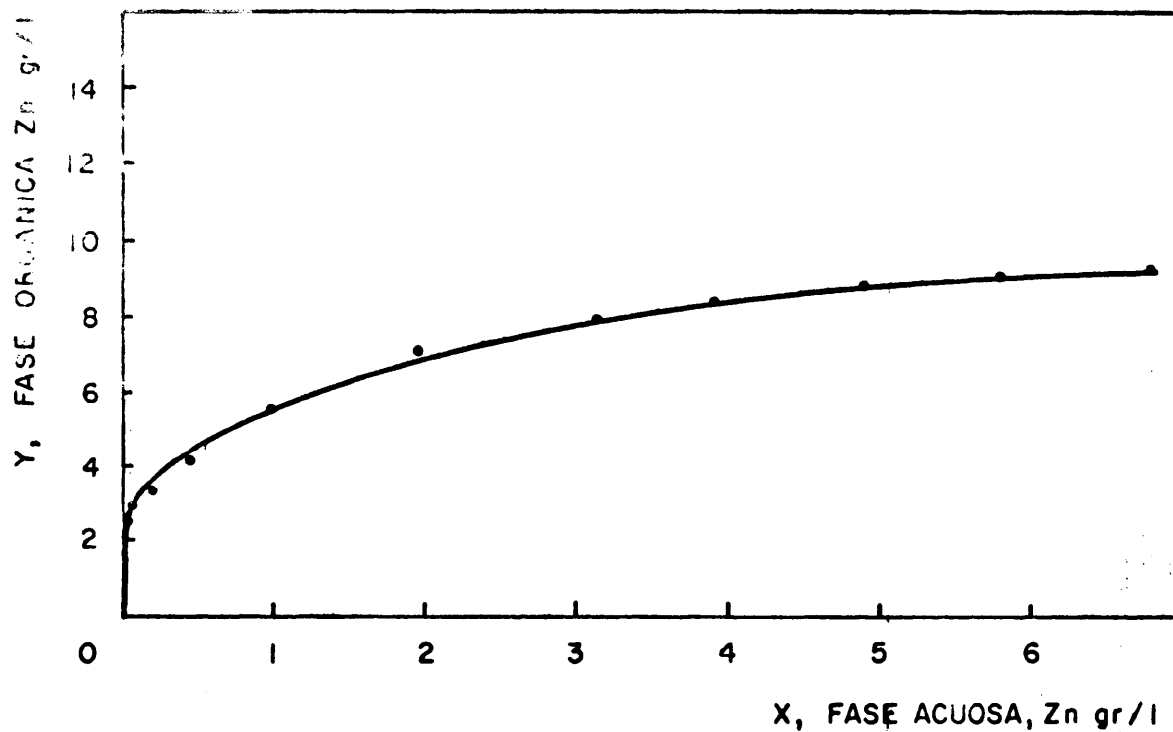


ácido nafténico crece fuertemente desde la concentración de metal en la acuosa nula hasta un valor aproximado de 0,20 gramos por litro, a partir de esta concentración, la variación en el contenido de cinc en la fase orgánica decrece progresivamente hasta un valor de la concentración de metal en la fase acuosa comprendido entre uno y tres gramos por litro y finalmente para concentraciones superiores en esta fase, el contenido de cinc en la fase orgánica es prácticamente constante. Bajo el punto de vista de coeficiente de reparto se puede deducir que es elevado y aproximadamente constante, en el tramo comprendido entre las concentraciones de cinc en la fase acuosa de 0,0 y 0,20 gramos por litro; dicho coeficiente decrece progresivamente dentro del segundo entorno de concentraciones ($0,20 \leq X \leq 1,00$), haciéndose más notoria esta disminución para concentraciones de metal en la fase acuosa superiores a un gramo por litro.

En cuanto a la composición química de la fase acuosa hay que distinguir dos aspectos. Si se toma como variable el pH de la solución acuosa, tanto la concentración de cinc en la fase orgánica como los coeficientes de reparto aumentan a medida que la solución es menos ácida, siendo aún mayor a pH neutro; decreciendo ambos valores con un aumento de la basicidad de la solución. El máximo valor que se puede alcanzar tanto en la concentración de cinc en ácido nafténico como en los coeficientes de reparto, se puede estimar que corresponden a las soluciones acuosas con un pH inicial comprendido entre 7,2 y 7,3, ya que si se representan en un diagrama cartesiano en el eje de ordenadas los valores de las concentraciones de cinc en la fase orgánica de equilibrio y en el de abscisas los pH de la fase acuosa tomando como parámetro las concentraciones de cinc en esta fase, fácilmente se pueden extrapolar los valores dados anteriormente. A título de simple información se investigaron, para las concentraciones de cinc en la fase acuosa de (3,10, 2,36 y 1,00) en gramos por litro, los valores de las concentraciones de cinc en equilibrio, trabajando con ácido nafténico de concentración 0,0% en volumen, y se obtuvieron los resultados siguientes: a pH = 7,2, los valores fueron de (13,73, 13,73 y 12,42), a pH = 7,3, los valores fueron (13,73, 13,73 y 12,56) y a pH = 7,4, (13,23, 13,23 y 12,22). Como se puede apreciar los datos son coincidentes.

También es interesante resaltar que de todas las isotermas de equilibrio que se han estudiado, en aquellas que el valor numérico del pH de

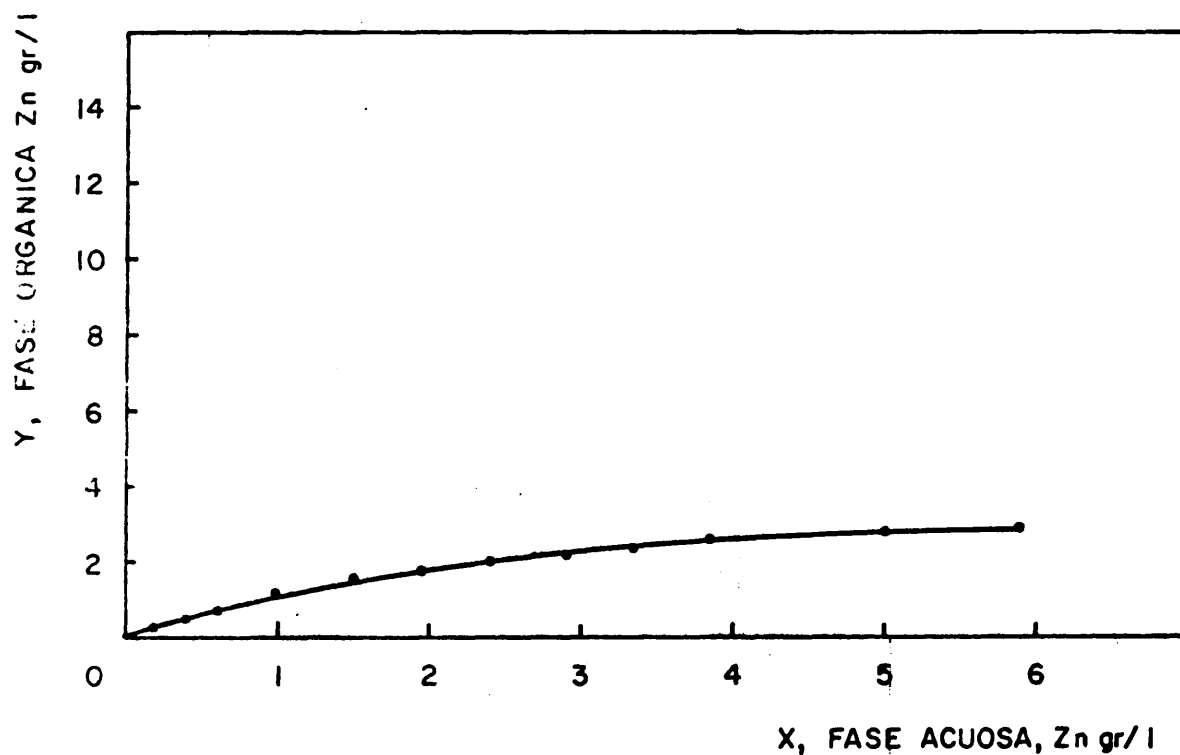




T = 25°C, pH = 8,0, 120 gr/l $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$

ISOTERMA DE EQUILIBRIO

Fig. 6-7



T = 25°C, pH = 9,0 120 gr/l $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$

ISOTERMA DE EQUILIBRIO

Fig. 6-8

la solución acuosa es igual o mayor a seis y medio, el reparto de cinc está favorecido hacia la fase orgánica, fenómeno que por tanto no ocurre en la isoterma de pH igual a seis y siendo prácticamente nulo el reparto para la isoterma de pH igual a cinco.

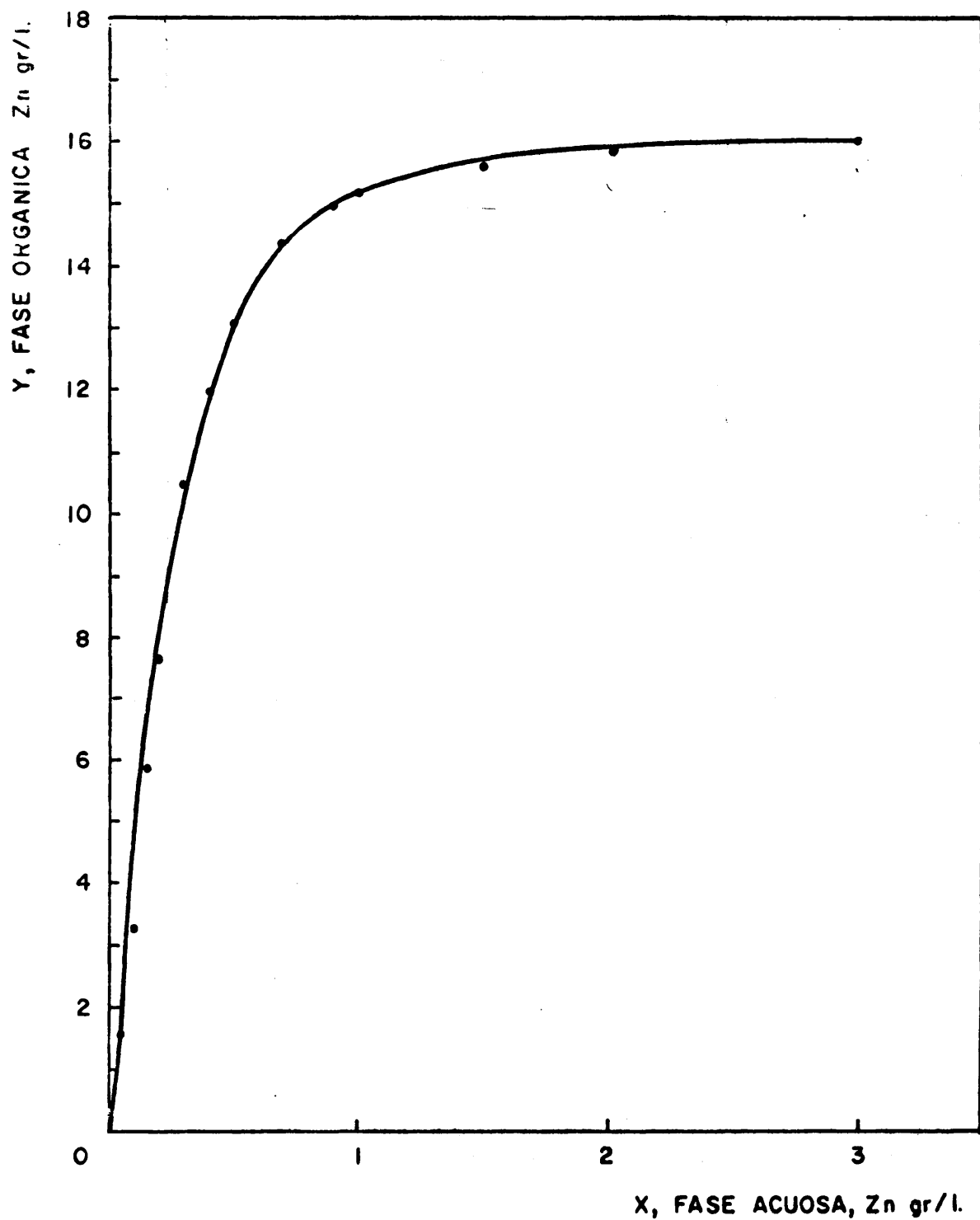
El segundo aspecto, que atiende a la composición química de la fase acuosa, está en consonancia con lo que se ha expuesto en el apartado anterior referente a la precipitación del cinc a medida que el valor numérico del pH aumenta y la necesidad de emplear sales amónicas para impedir esta precipitación. El compuesto químico que se ha elegido es el sulfato amónico y su concentración la de ciento veinte gramos por litro, ya que la máxima concentración de cinc en la fase acuosa con lo que se pensaba trabajar en las operaciones de extracción no sería mayor a siete gramos por litro.

Bajo el punto de vista de la operación de extracción en proceso continuo, y atendiendo a las condiciones de mejor funcionamiento, debe trabajarse con soluciones constantes de sulfato amónico en la fase fértil acuosa. No obstante, se han realizado unos estudios experimentales para obtener las isotermas de equilibrio en las que cada concentración de cinc de la fase acuosa llevaba la cantidad necesaria de sulfato amónico para que dicho catión no precipitase. El acopio de datos no es tan abundante como en el caso anterior, pero si son suficientes para poner de relieve que el reparto no está más favorecido cuando se trabaja con soluciones básicas, ocurriendo todo lo contrario cuando las soluciones de la fase acuosa tienen un pH neutro.

A la vista de los resultados obtenidos y comentados que corresponden a las isotermas de extracción con ácido nafténico de concentración diez por ciento en volumen, se han estudiado la influencia de la concentración de ácido nafténico en el reparto, para lo cual se hicieron las isotermas de extracción de soluciones de cinc en fase acuosa a pH igual a siete y concentración de sulfato amónico de ciento veinte gramos por litro, puesto que éstas son las mejores condiciones.

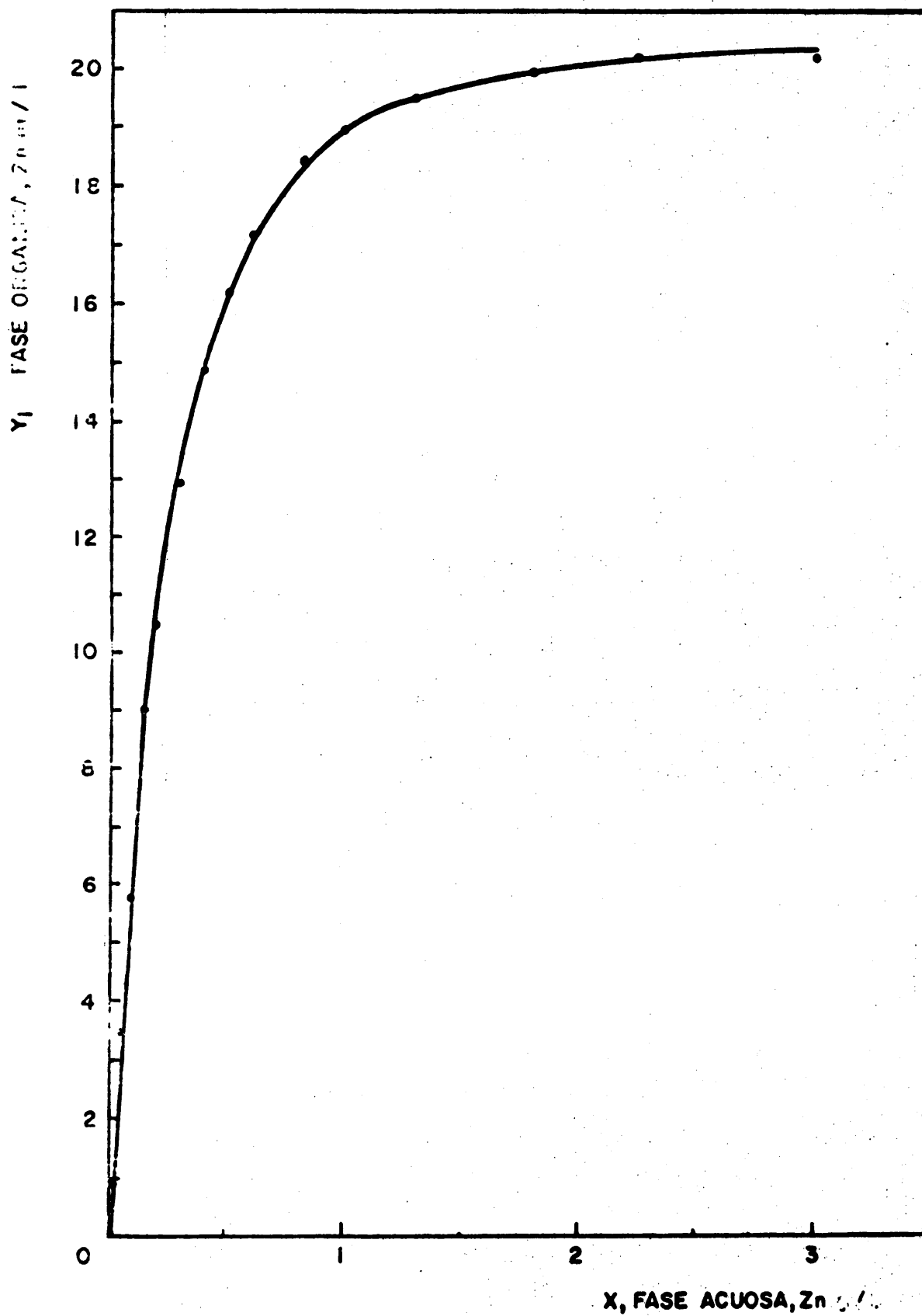
Las nuevas concentraciones de ácido nafténico en queroseno fueron de 12,5 y 15,0 en tanto por ciento en volumen y las conclusiones finales obtenidas son las siguientes. Tanto los valores de las concentraciones de equilibrio de cinc en la fase orgánica como los coeficientes de reparto, aumentan proporcionalmente con la concentración de ácido nafténico.

Los valores experimentales de todas las isotermas de equilibrio se



ISOTERMA DE EQUILIBRIO
T = 25°C; pH = 7,0 ; 120 gr/l (NH₄)₂SO₄
Conc. ACIDO NAFTENICO = 12,5 % Vol.

Fig. 6-9



ISOTERMA DE EQUILIBRIO

T = 25°C, pH = 7.0, 120 gr/l $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$

Conc. ACIDO NAFTENICO = 15,0 % VOL.

Fig. 6-10

han obtenido a la temperatura de veinticinco grados centígrados. Solamente se han hallado los valores de equilibrio de extracción con ácido naf tónico de concentración diez por ciento en volumen para las concentraciones de cinc de 0,10, 0,50, 1,00 y 3,00 gramos por litro en solución de ciento veinte gramos por litro de sulfato amónico a cuarenta grados centígrados; en estas condiciones los correspondientes valores de los coeficientes de reparto y los valores de las concentraciones de equilibrio en cinc en la fase orgánica, son sensiblemente iguales que a veinti cinco grados. De aquí que no se estimara importante abundar más exhaustivamente en la información de las isothermas a cuarenta grados centígrados.

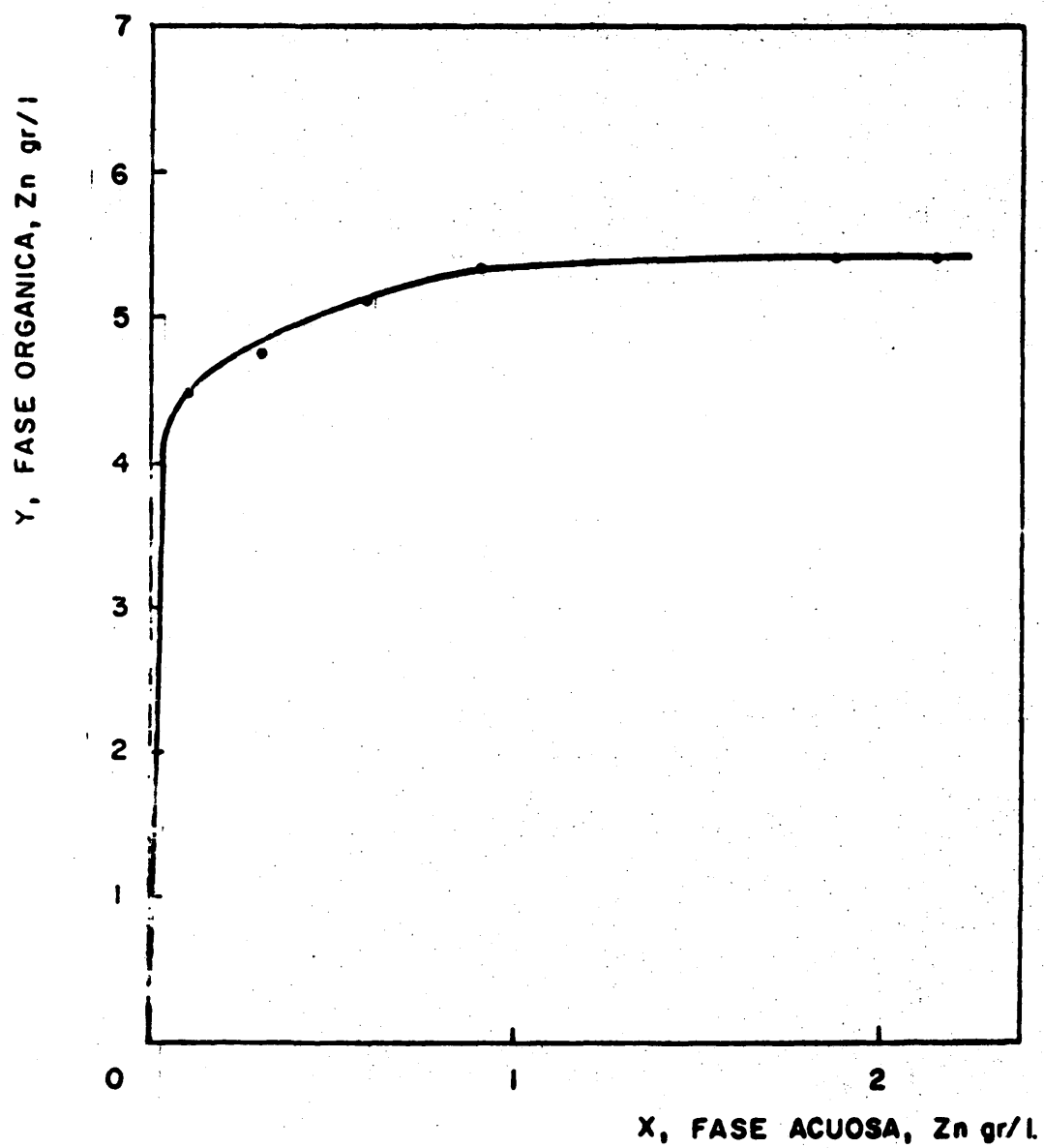
Los valores experimentales de las isothermas de equilibrio cuando se trabaja con un valor constante de la concentración de sulfato amónico para todas las concentraciones de cinc en la fase acuosa se han agrupado en las tablas 6-3, 6-4 y 6-5 y las representaciones aparecen en las figuras 6-3, 6-4, 6-5, 6-6, 6-7, 6-8, 6-9 y 6-10. Finalmente, los valores experimentales de las isothermas de equilibrio para concentraciones variables de sulfato amónico en la fase acuosa se han agrupado en la tabla 6-6 y las representaciones aparecen en las figuras 6-11, 6-12 y 6-13.

VI.3.ELECCION Y RECUPERACION DEL AGENTE DE EXTRACCION

Varios pueden ser los principios que se pueden utilizar como guía en la elección del agente de extracción para un proceso de extracción en fase líquida. Estos principios están a menudo mutuamente en conflicto y puede decirse que no hay una sola sustancia que reúna todas las propiedades deseables para este objeto. Ello obliga a establecer ciertos compromisos y en las próximas líneas se examina sucintamente la importancia relativa de los diversos factores que condicionan la elección.

- Selectividad

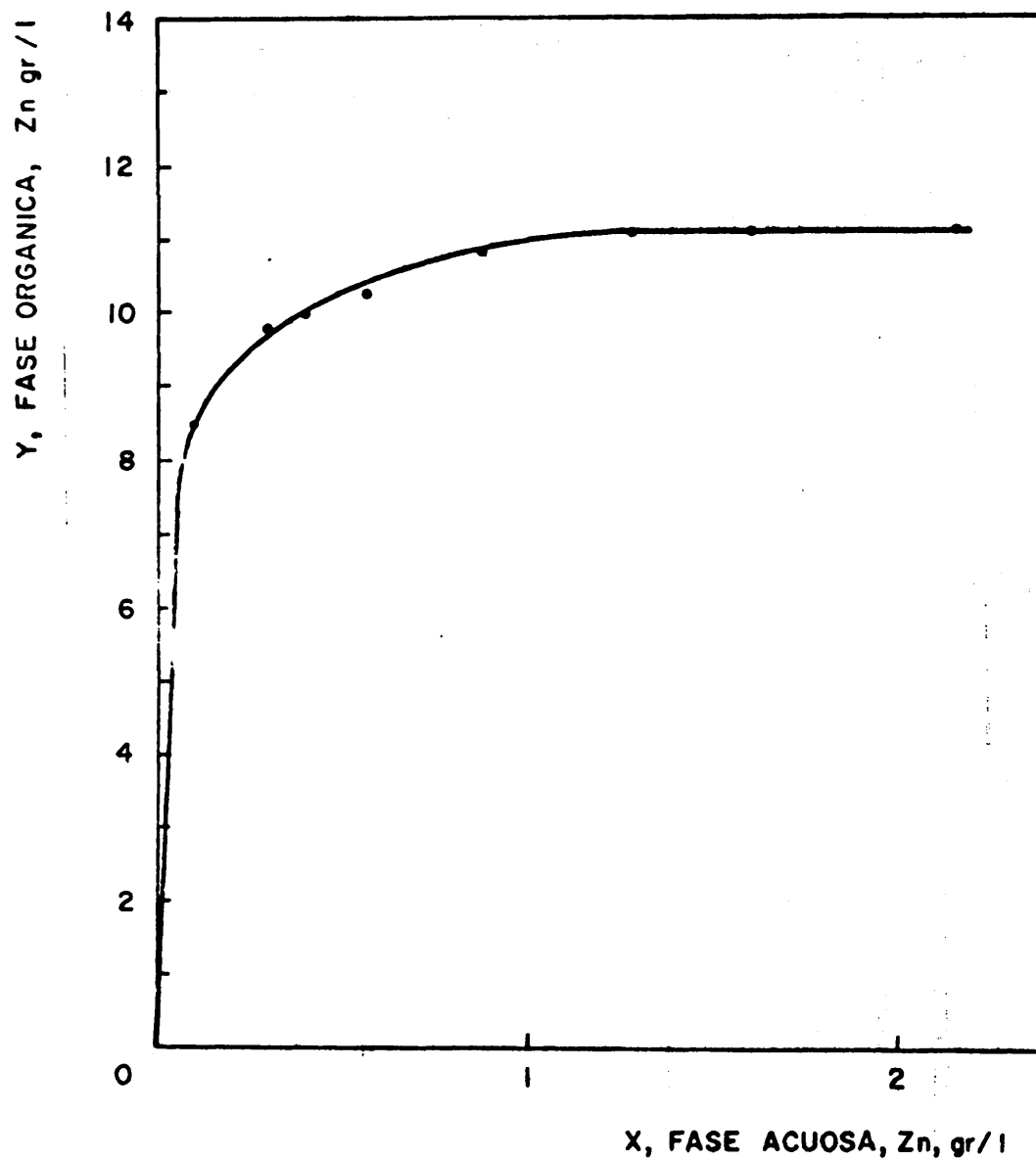
Se entiende por selectividad la capacidad de un disolvente para extraer un componente de una solución con preferencia a otro. Bajo este punto de vista, el mejor agente de extracción será aquel que extrae un máximo de un componente y un mínimo de los restantes que formen la solución fértil acuosa.



ISOTERMA DE EQUILIBRIO

T = 25°C; pH = 9,0

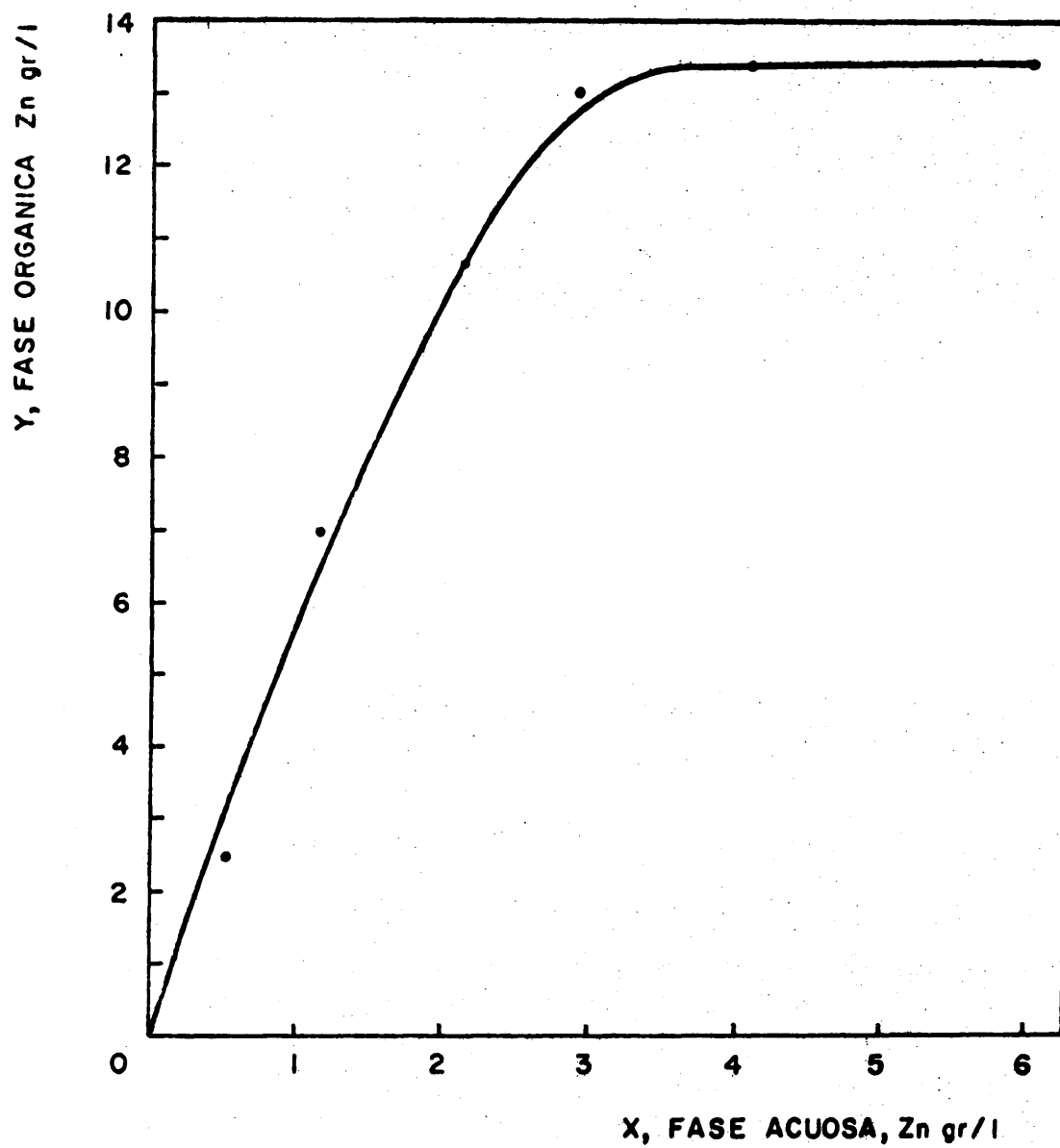
Fig. 6 - II



ISOTERMA DE EQUILIBRIO

T = 25°C; pH = 8,0

Fig. 6-12



ISOTERMA DE EQUILIBRIO

T = 25°C; pH = 7,0

Fig. 6-13

El ácido nafténico es un agente que se emplea ampliamente para la extracción de soluciones de metales en fase acuosa. Su selectividad frente a estas soluciones sigue el siguiente orden $Cu > Zn > Ni > Co > Fe > Mn > Mg$, mas no debe olvidarse que esta propiedad puede y de hecho se ve trastocada con el acondicionamiento químico de la fase acuosa, ya que la selectividad en la extracción de cada uno de los elementos metálicos puede exaltarse bien por el valor de pH de la solución, bien por la adición de compuestos químicos.

- Coeficiente de distribución

Este es un factor íntimamente relacionado con la selectividad, puesto que cuanto mayor sea el coeficiente de distribución, conducirá a conseguir mejores resultados en la operación de extracción. Este coeficiente puede ser alterado, caso que ocurre en la extracción líquido-líquido en hidrometalurgia, por un cambio de pH de la solución y/o por la adición de una sal que no es extraída. La importancia relativa de estos dos factores en el coeficiente de distribución, para el presente sistema de beneficio de soluciones de cinc ha sido ampliamente comentado en el apartado 6.2 de este capítulo.

- Capacidad de extracción

Un buen agente de extracción es todo aquel que frente a una solución del elemento de interés, no sólo tiene un coeficiente de distribución superior a la unidad, reparto favorable a la fase orgánica, sino también el que alcanza mayores valores en la concentración de soluto en dicha fase. Las variables que actúan en la fluctuación de este factor, son las mismas que las del coeficiente de distribución en la extracción de soluciones fértiles de cationes metálicos. La importancia de estos factores al igual que en el caso anterior se puede ver en el apartado 6.2.

- Solubilidad

El agente de extracción que se desee emplear debe reunir la condición de ser lo menos soluble posible en la fase de la cual se quiere separar el elemento de interés. El ácido nafténico es un agente de extracción suficientemente ensayado y experimentado, siendo su solubilidad en agua prácticamente nula.

- Recuperabilidad

En todos los procesos de extracción en fase líquida, es necesario separar de los productos el agente de extracción, no sólo para evitar una contaminación de los productos, sino también para volverlo a emplear. Este factor es pieza importante para el éxito económico de cualquier proceso de extracción. En todos los procesos que se propusieron en el capítulo dos de esta memoria, los circuitos de circulación de la solución de ácido nafténico en queroseno son cerrados, de aquí que sea interesante afinar lo más posible en el diseño de los equipos, ya que son los que están íntimamente relacionados con las posibles pérdidas en el agente de extracción por arrastre mecánico.

- Densidad

Es esencial que exista diferencia en las densidades de las fases que se ponen en contacto y esta diferencia ha de ser lo mayor posible, pues no sólo aumenta la velocidad a que se separan mutuamente las capas inmiscibles, sino que también se consigue un aumento en la capacidad del equipo de extracción.

- Tensión superficial

La tensión superficial entre las fases inmiscibles que se han de separar, debe ser alta para producir una coalescencia rápida. En cambio, una tensión superficial baja puede conducir a la formación de emulsiones más o menos persistentes y de todo punto indeseables en cualquier operación de extracción.

Las tensiones superficiales de ordinario suelen disminuir por cantidades muy pequeñas de impurezas y/o por los aditivos que se agregan a la fase acuosa en su acondicionamiento; en ambos casos estos compuestos son adsorvidos en la interfase líquido-líquido, actuando como agentes tensoactivos. En el sistema que se estudia, la extracción se realiza con productos químicamente puros, más la fase acuosa debe acondicionarse su pH de entrada en proceso con pequeñas cantidades de amoníaco. Como ya se ha expuesto en el apartado anterior de este capítulo, el valor del grado de basicidad de la fase acuosa está en relación directa con la formación y persistencia de las emulsiones que se forman en la extracción.

- Viscosidad

Un valor bajo de esta magnitud física en el agente de extracción, trae consigo una menor demanda de energía necesaria para el bombeo y agitación, así como un menor tiempo de sedimentación de las fases dispersas, consiguiéndose valores elevados de las transferencias de calor y de materia en la operación. Con relativa facilidad suele ocurrir que el agente de extracción suele ser un compuesto cuya viscosidad es elevada, de aquí que sea preciso diluirlos en compuestos que frente a la extracción se comportan como inertes y con viscosidades bajas, a fin de mejorar en ellos esta propiedad. El agente de extracción que se ha elegido para la concentración de soluciones de cinc, es el ácido nafténico, compuesto que tiene una viscosidad elevada; de aquí que haya sido necesario disolverlo en queroseno, producto de baja viscosidad.

- Corrosión

A fin de reducir el costo de equipo, el agente de extracción no habrá de causar graves problemas de corrosión en los materiales de construcción que se usan de ordinario en el tratamiento de las soluciones en los procesos de extracción. A efectos de depreciación del equipo por la corrosión también debe tenerse en cuenta la composición química de la fase acuosa de alimentación en la extracción.

La elección de las materias de construcción del equipo, acero normal, acero inoxidable o plástico, así como la conveniencia de usar revestimientos, son elementos que influyen en el costo de la operación cuya justificación de empleo vendrá respaldada por el valor del producto final.

- Inflamabilidad

La baja inflamabilidad es naturalmente deseable por razones de seguridad. Las medidas de precaución que se deben tomar estarán en consonancia con el riesgo de inflamación que puedan tener cada agente de extracción en las condiciones de trabajo.

La extracción en fase líquida de soluciones acuosas de cinc con ácido nafténico diluido en queroseno, trabajando a la temperatura de veinticinco grados centígrados, no presenta ninguna condición favorable para que puede producirse el menor riesgo de inflamación.

- Toxicidad

Las sustancias de alta toxicidad son difíciles de manejar en cualquier industria. A menos que se monten equipos complicados y costosos para la seguridad en la planta con inspección médica frecuente del personal, ha brán de evitarse los agentes de extracción que tengan sustancias tóxicas, debiéndose controlar los productos de desecho a fin de no contaminar o tal vez no envenenar el medio ambiente. El empleo del ácido nafténico diluido en queroseno como agente de extracción en hidrometalurgia, ha sido suficientemente probado, pudiéndose afirmar que su toxicidad es nula.

- Costo

En general, tanto el bajo costo del agente de extracción, como la fa cilidad de disponer de las cantidades suficientes, son aspectos paralelos y muy deseables en cualquier operación de extracción, ya que una elevada reserva de dicho producto en la planta representa una inversión de capital considerable, a la vez que repercute como una carga directa en la economía del proceso. En toda operación de extracción líquido-líquido, se recupera gran parte del volumen de agente de extracción, más lo que no se puede remediar son las pérdidas del mismo por arrastre mecánico a pesar de que se hayan diseñado y puesto en punto los equipos para reducir al máximo las posibles pérdidas del mismo; su reposición en mayor o menor cuantía es algo inevitable.

De todos los agentes que se emplean para la concentración de solucio nes de cinc por extracción en fase líquida, el ácido nafténico disuelto en queroseno sigue siendo el de menor costo y el que más fácilmente se puede disponer, a pesar de la carestía de las materias primas por las que en estos momentos están padeciendo las sociedades industriales.

De todas las propiedades descritas que debe reunir un agente de ex tracción, la selectividad, la recuperabilidad, la tensión superficial y la densidad son cualidades "esenciales" para decidir su elección. Las propiedades restantes se pueden considerar no necesarias desde el punto de vista técnico, tan solo deben ser puestas en tela de juicio a la hora de realizar el estudio de viabilidad económica del proceso elegido.

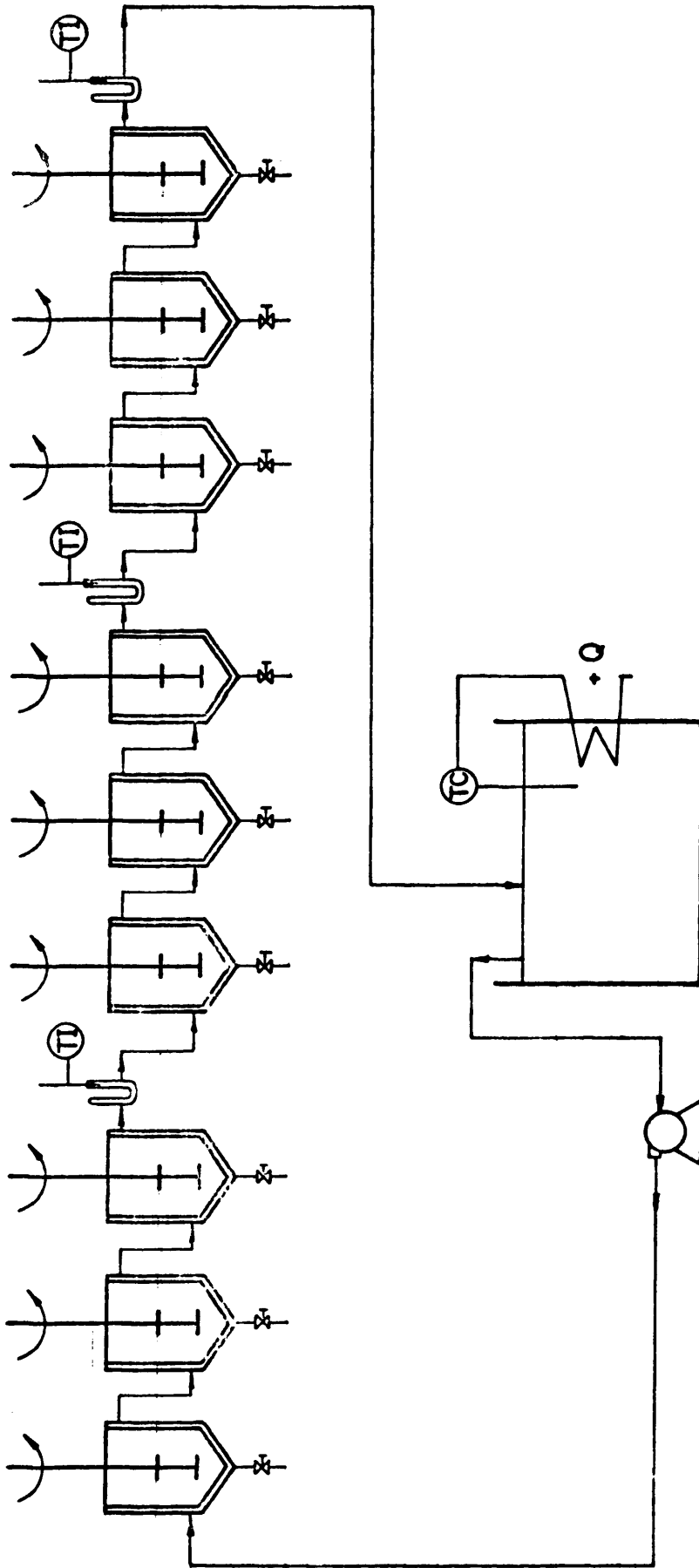
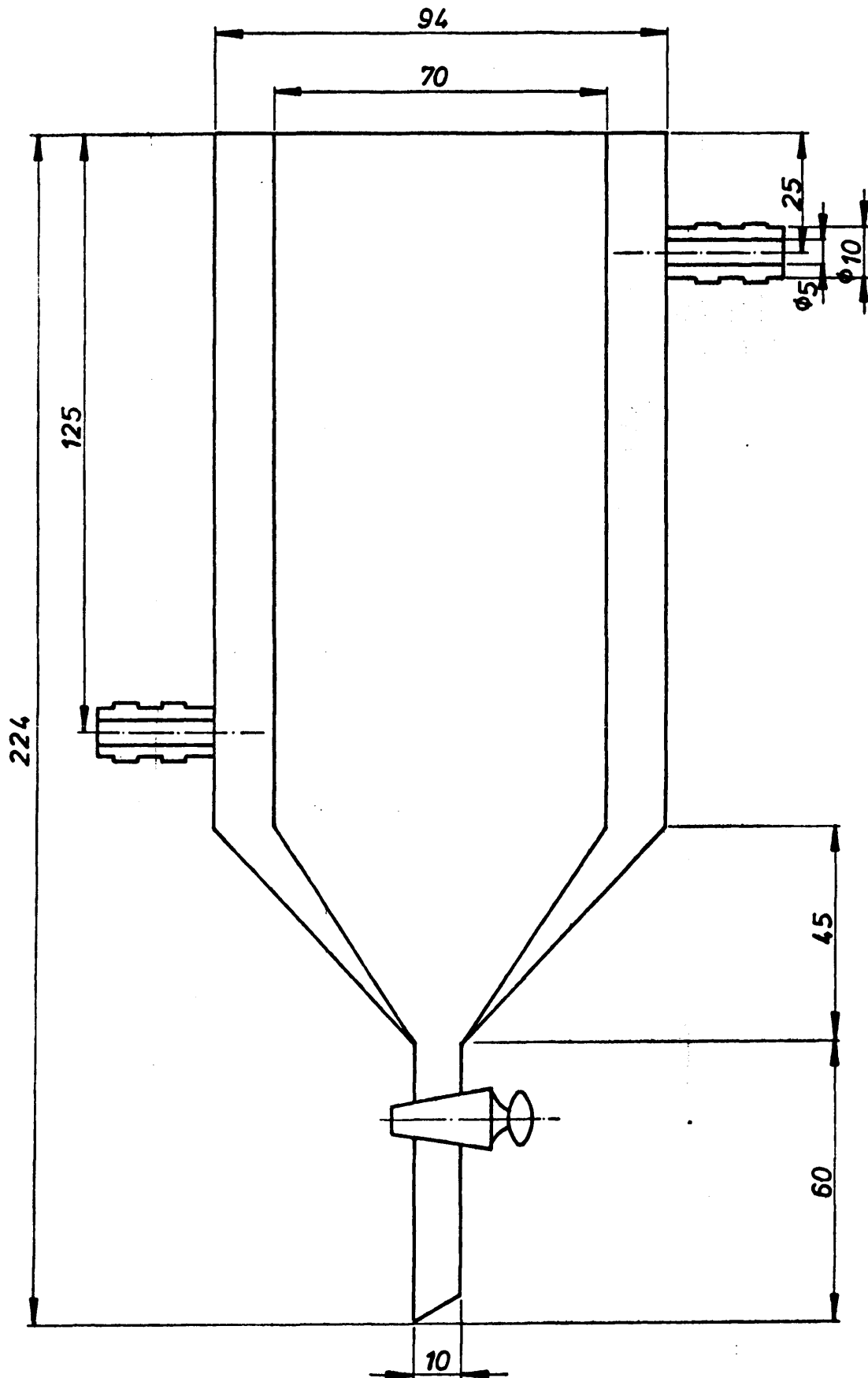


DIAGRAMA DE FLUJO DE LA BATERIA DE MEZCLADORES.

Fig. 6-14



ESQUEMA DE UN MEZCLADOR

Fig. 6 -15

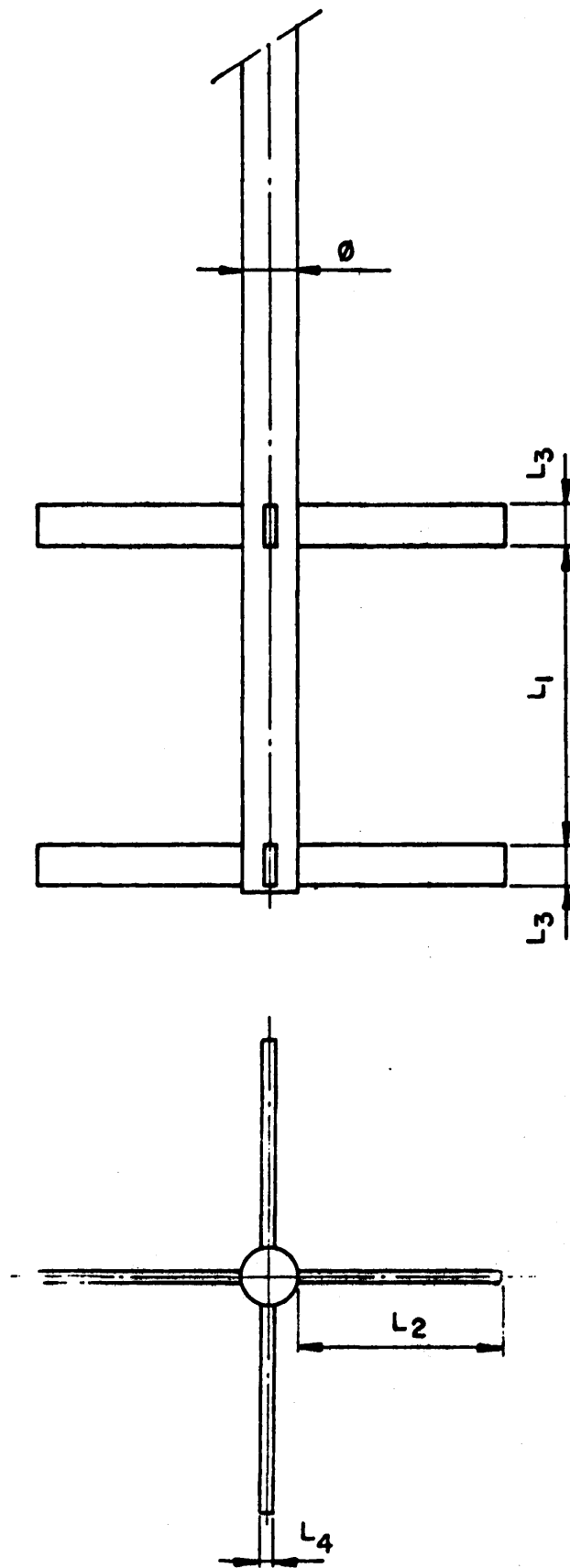


Fig. 6-16

VI.4. EQUIPO EMPLEADO

A lo largo de todo el trabajo experimental se han montado y utilizado dos equipos; en el primero se obtuvieron los valores de las isotermas de equilibrio y los datos de transferencia de materia por cargas, en el segundo se obtuvieron los datos de transferencia de materia en extracción continua, tanto en flujo de mezcla como en las variantes intermedias de flujo.

El equipo de extracción por cargas, cuyo diagrama de flujo puede verse en la figura 6-14, consta de una batería de nueve mezcladores de medio litro de capacidad total y que van provistos de una camisa de espesor un centímetro. El esquema con las dimensiones de estos mezcladores se dan en la figura 6-15.

Para conseguir trabajar en condiciones isotérmicas, se montó un circuito cerrado de circulación de agua a temperatura constante, para lo cual se dispusieron las camisas de los mezcladores en serie con un baño termostático que posee un equipo de control de la temperatura y una bomba centrífuga para impulsión del agua de calefacción. A lo largo de la batería de mezcladores y espaciados cada tres de ellos, se intercalaron tres termómetros con objeto de poder conocer en todo momento las posibles fluctuaciones de la temperatura en diferentes puntos del equipo de extracción por cargas.

La agitación mecánica se provocaba por medio de tres motores eléctricos bifásicos de jaula de ardilla que trabajaban a 220 voltios, proporcionando una potencia de 1/50 C.V. suministrando en el eje unas velocidades de giro de (700), (800) y (900) r.p.m. Cada motor proporciona agitación a tres ejes distantes treinta centímetros por un sistema de transmisión por poleas, donde se sujetan por presión los agitadores, contruidos en vidrio, y están constituidos por dos árboles de paletas planas de cuatro palas por árbol. Ver figura 6-16, con las dimensiones fundamentales siguientes

$$\begin{aligned}\emptyset &= 7 \text{ mm} \\ L_1 &= 55 \text{ mm} \\ L_2 &= 20 \text{ mm} \\ L_3 &= 6 \text{ mm} \\ L_4 &= 2 \text{ mm}\end{aligned}$$

El equipo con el que se ha trabajado en las operaciones de extracción

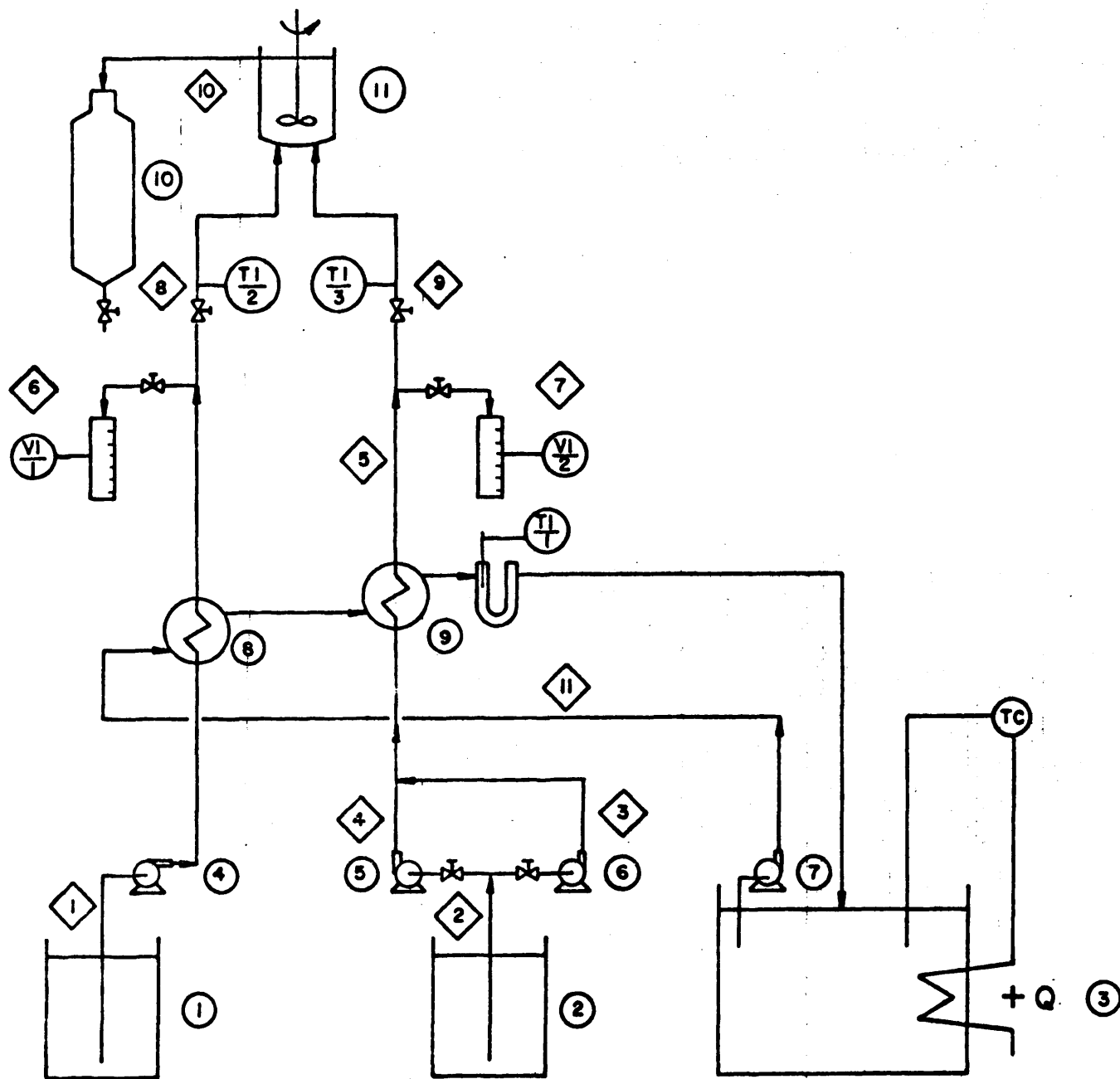


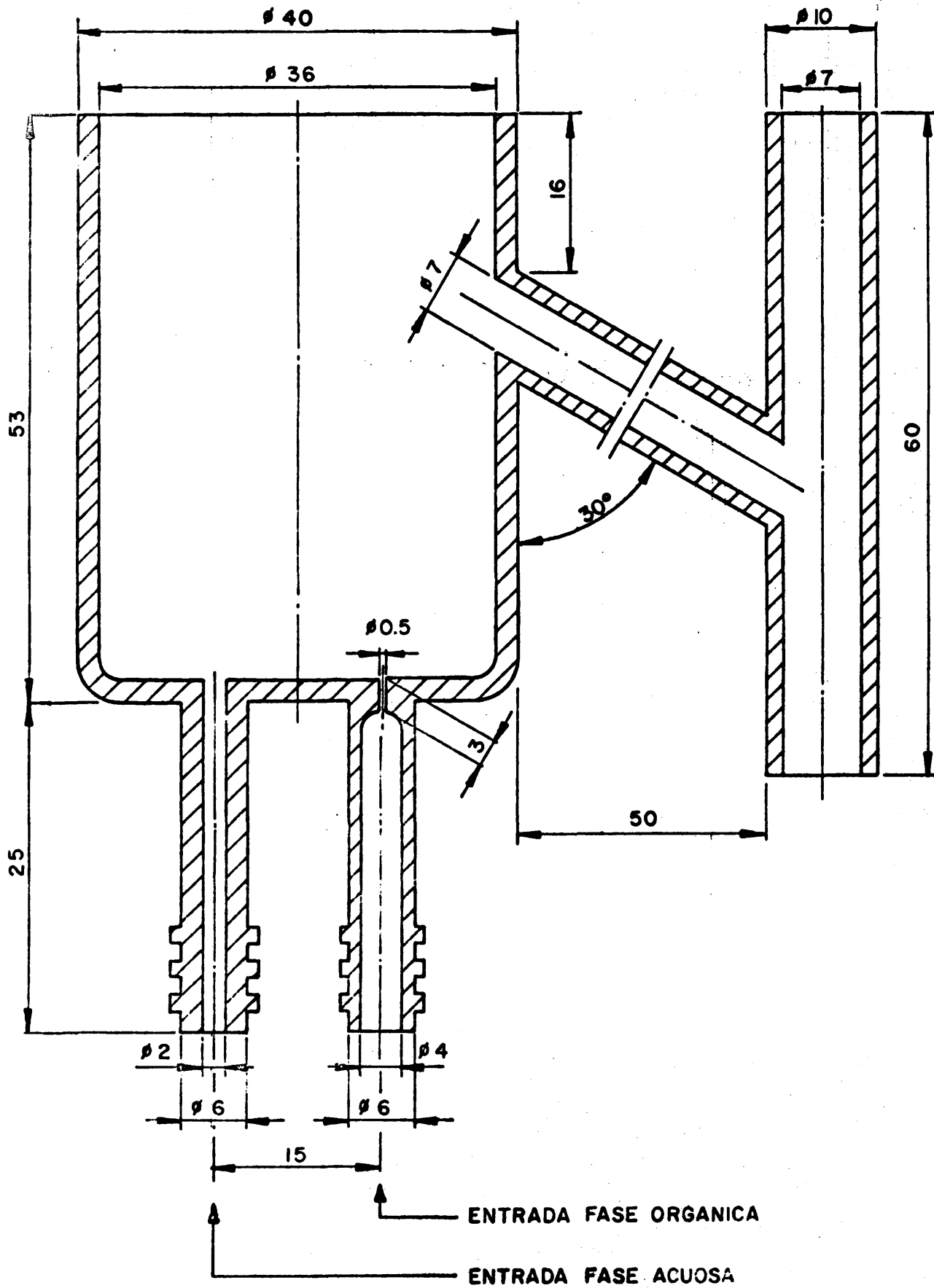
DIAGRAMA DE FLUJO. EXTRACCION CONTINUA.

Fig. 6-17

continua, corresponde formalmente al diagrama de flujo que se presenta en la figura 6-17, tanto para los casos de flujo de mezcla como en las variantes intermedias de flujo que se proponen. En él se pueden destacar tres líneas de circulación de líquidos y que pertenecen a la fase acuosa de la solución de cinc, la de la fase orgánica y la de agua de calefacción de estas dos fases.

La solución de cinc en fase acuosa, preparada, acondicionado su pH y verificado su contenido en cinc se almacena en el depósito n° 1, por medio de la bomba n° 4 circula por la línea n° 1, pasa a través de dos refrigerantes de hélice montados en serie, en el diagrama se ha representado por el equipo n° 8, y a la salida se encuentra una bifurcación. La solución de cinc en la fase acuosa saldrá por la línea n° 6, manteniendo cerrada la válvula de la línea n° 8 para comprobar el gasto de esta fase, midiendo el volumen que fluye en la unidad de tiempo por medio de una probeta calibrada, en el esquema se ha representado por VI n° 1; una vez que se conoce el gasto se cierra la válvula de la línea n° 6 abriendo la de la línea n° 8, en esta línea se comprueba la temperatura de esta fase con un termómetro -TI n° 2- y a continuación entra en el equipo de extracción. de ácido nafténico en queroseno, preparada y verificado su contenido en cinc se almacena en el depósito n° 2, y sale por la línea n° 2. Esta fase circulará bien por la línea n° 3, bien por la línea n° 4, según sea el caudal de trabajo que viene fijado en función del caudal de la fase acuosa, de la relación de fases y del equipo de extracción montado. Para caudales de fase orgánica superiores a $4 \text{ cm}^3/\text{min}$, se emplea la bomba n° 5 manteniendo abierta la válvula de la línea n° 4 y cerrada la de la línea n° 5. Si por el contrario, el caudal necesario de la fase orgánica en la experimentación es inferior al valor apuntado anteriormente, se empleará para la impulsión de esta fase la bomba n° 6, para lo cual se mantendrá abierta la válvula de la línea n° 3 y cerrada la de la línea n° 4.

Al término de este doble circuito, la conducción por la que circula la fase orgánica se ha representado por la línea n° 5, en la que se encuentran montados en serie dos refrigerantes de hélice -en el diagrama se ha representado por el equipo n° 9- a cuya salida el fluido se le enviará por la línea n° 7 manteniendo cerrada la válvula de la línea n° 9 para comprobar el gasto de esta fase midiendo el volumen que fluye en la unidad de tiempo en una bureta o micro bureta, ambas calibradas se-



MEZCLADOR CONTINUO

Fig. 6 - 18

gún el valor del gasto, y que en el esquema se ha representado por el equipo VI, n° 2.

Una vez conocido el valor del gasto, se cierra la válvula de la línea n° 7 abriendo la de la línea n° 9, comprobándose la temperatura del líquido con un termómetro -TI, n° 3- pasando a continuación al equipo de extracción, aparato n° 11, del cual ambas fases mezcladas salen por la línea n° 10 y se recogen en un embudo de separación para tomar las muestras de cada fase para su análisis, en el aparato representado por el n° 10.

El circuito de calefacción es cerrado. El agua se calienta en un termostato que dispone de un sistema para controlar la temperatura y es impulsado por medio de la bomba centrífuga n° 7 y circula por la línea n° 11. Este agua pasa por los dos refrigerantes, -aparatos- números ocho y nueve, y a su salida se comprueba el valor de la temperatura con un termómetro, TI, n° 1, retornando nuevamente al termostato, aparato n° 3 con que se ha designado en el diagrama de flujo.

Los materiales de construcción que se han empleado en el montaje son los siguientes. En vidrio pyrex los depósitos de alimentación de las fases acuosa y orgánica, los cuatro refrigerantes helicoidales, los embudos de separación para la toma de muestras y todas las válvulas de los diferentes circuitos. Tubo de plástico reforzado con malla de nylon, para evitar estrangulamientos en los codos, de diámetro interno siete milímetros, en todas las líneas de los circuitos.

Las bombas de impulsión tanto la que se necesita para la fase acuosa como las dos que se han montado en el circuito de la fase orgánica son alternativas de membrana, y todas ellas van provistas de un mando micrométrico para poder fijar y/o corregir el recorrido de la embolada y disponer del gasto necesario de trabajo. Estas bombas como se sabe no dan un flujo constante, aspecto nada deseable cuando se desea estudiar cualquier operación continua de transferencia de materia, con objeto de eliminar las fluctuaciones del gasto que proporcionan las bombas, se montaron a la salida de las mismas un tubo capilar en vidrio de diámetro un milímetro en serie con la conducción de circulación de la fase y en paralelo un pequeño depósito, también en vidrio, que actuaba de pulmón regulador de las pulsaciones que producían las bombas. Se ensayaron varias longitudes de tubo capilar y varios volúmenes del depósito para cada bomba hasta que se encontraron las dimensiones precisas para las que el flujo de salida era constante.

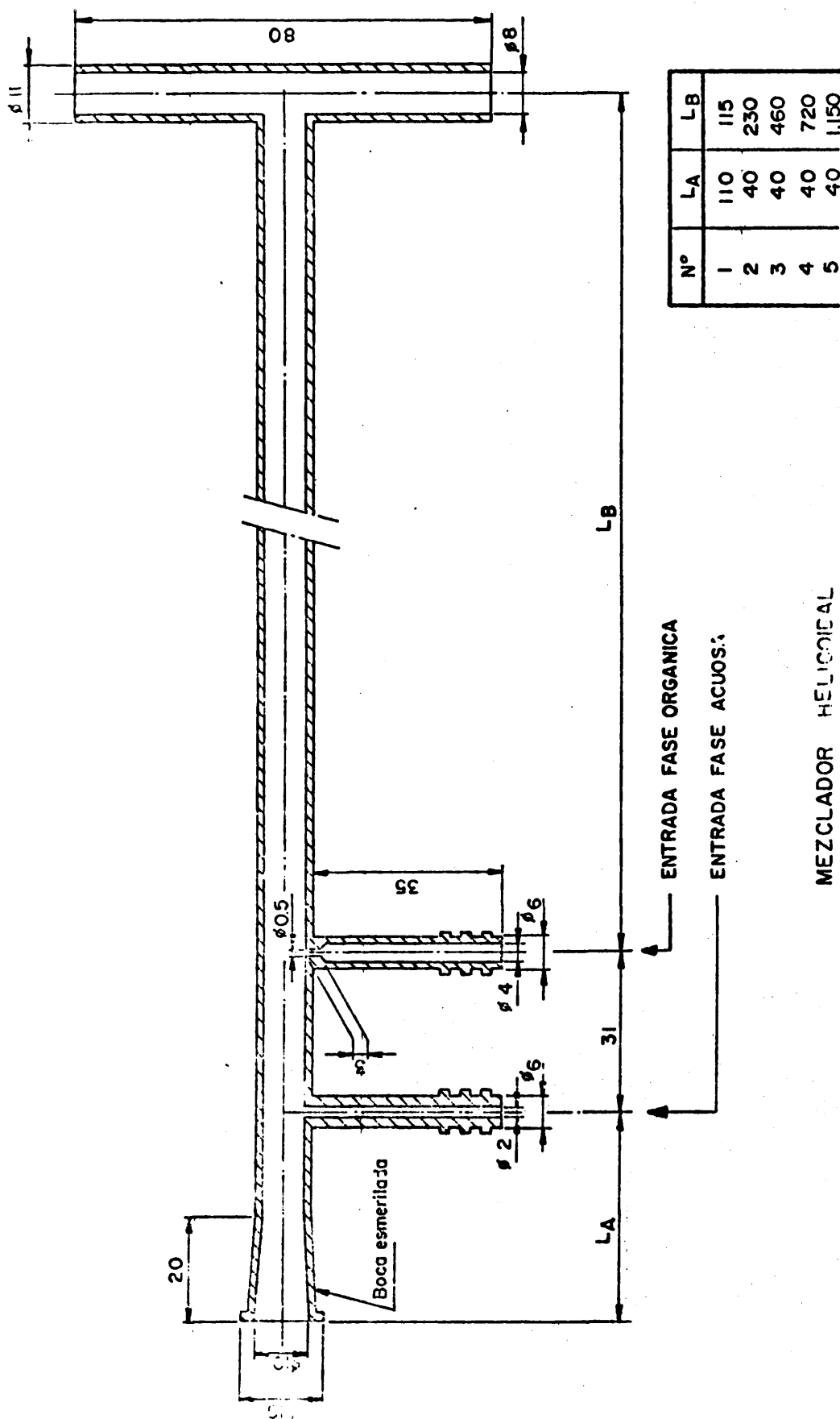


Fig. 6 - 19

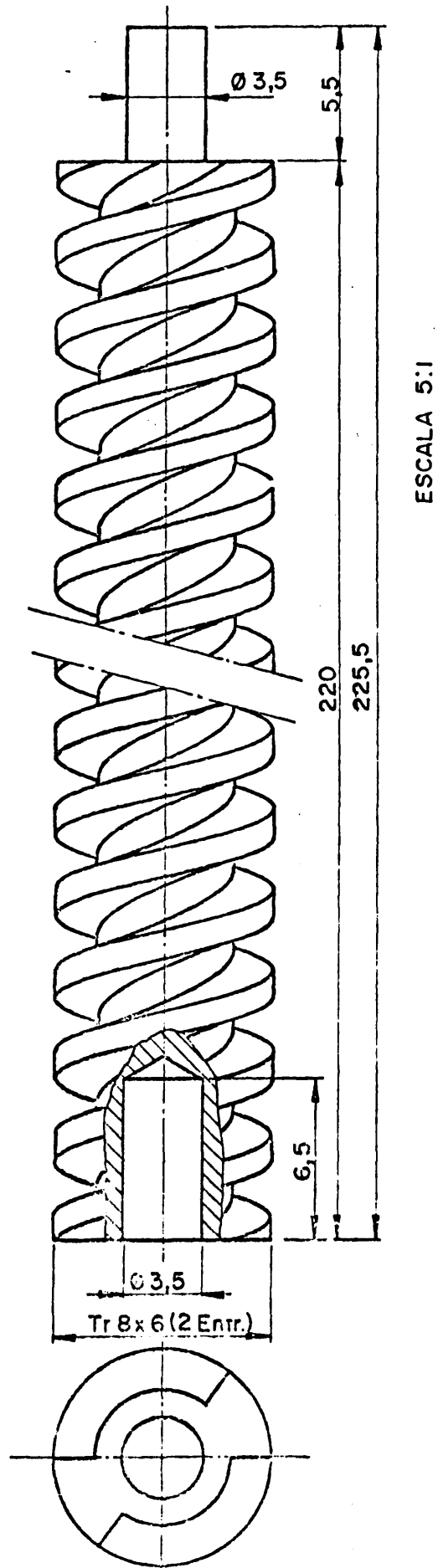


Fig. 6 - 20

Los tipos, las características y las dimensiones de los mezcladores que se han empleado en las operaciones de extracción líquido-líquido son las siguientes.

- Extracción continua. Flujo de mezcla.

El tanque donde se mezclaban las fases se construyó en vidrio pyrex, teniendo un volumen de retenido de treinta centímetros cúbicos con una salida lateral de diámetro de conducción de siete milímetros y una inclinación de treinta grados. En la figura 6-18 se dan las dimensiones del decantador de sección circular con el que se ha trabajado.

Las fases que se iban a extraer, entraban por el fondo del mezclador distantes un tercio del valor del radio de este aparato al eje del mismo o lo que es lo mismo, ambas entradas distaban un tercio del diámetro del mezclador. Para ambas fases el diámetro interno de la conducción de entrada se redujo a los valores de dos milímetros para la fase acuosa y a medio milímetro para la fase orgánica, esta reducción, un tanto drástica en la conducción de entrada, obedece a la necesidad de conseguir una mayor dispersión de la fase orgánica a la entrada de la extracción.

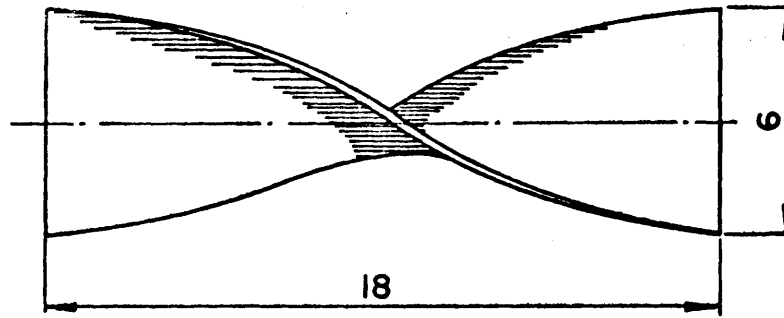
El agitador se construyó en vidrio con dos pequeños árboles distantes un centímetro, con cuatro pequeñas paletas por árbol de longitud y altura siete y cinco milímetros; el eje del agitador tiene un diámetro de siete milímetros.

La agitación la suministraba un motor eléctrico de las mismas características de las que se han dado en el caso de la extracción por cargas, con la única diferencia de que tan sólo disponía de un único eje de transmisión.

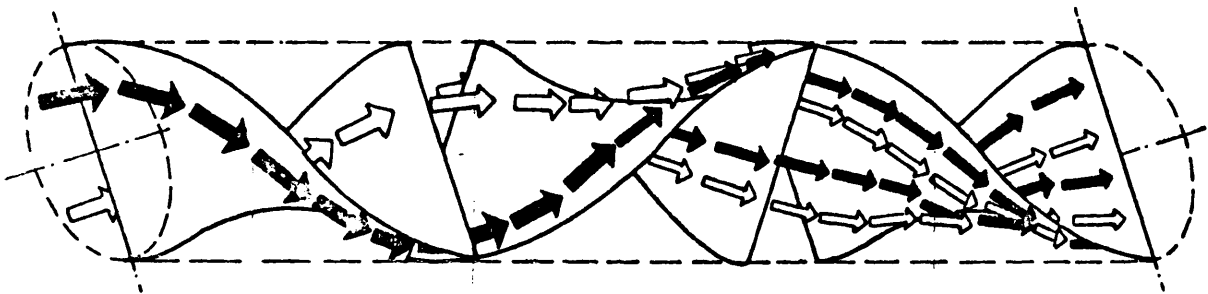
- Extracción continua. Flujo helicoidal simple.

El sistema donde se mezclaban las fases constaba de un tubo de vidrio pyrex de diámetro interno ocho milímetros y de longitud variable para cada tiempo de residencia, donde se alojaba un usillo construido en acero inoxidable de ocho milímetros de diámetro de doble paso de hélice.

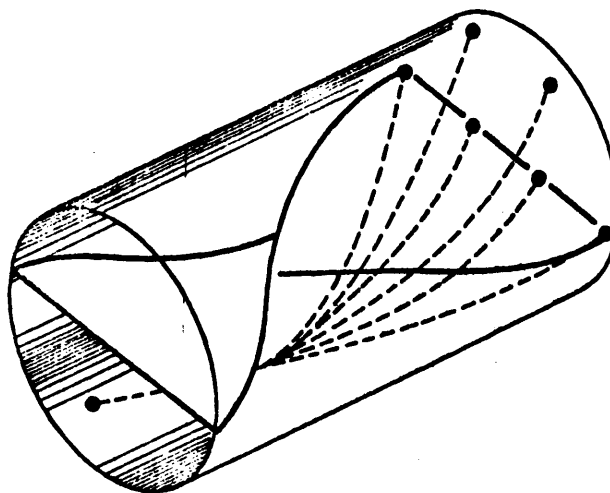
En la figura 6-19 se presenta un esquema acotado de los cinco mezcladores tubulares que se han empleado para los tiempos de residencia experimentados, y en la figura 6-20 se da un esquema también acotado del usillo helicoidal que se ha empleado en esta primera variante de flujo intermedio en la extracción líquido-líquido.



Mezclador de flujo helicoidal (Escala 5:1)



Mezcla de fases



Dispersión de las fases

Las fases que se iban a extraer, entraban a lo largo de la generatriz del mezclador, paralelamente al eje del mismo y perpendicularmente al avance de las fases mezcladas. El usillo permanece estático. Los diámetros internos de las conducciones de entrada al mezclador son los mismos que las que se han montado en el equipo de extracción en flujo de mezcla.

- Extracción continua. Flujo de mezcla helicoidal

El sistema en donde se mezclan las fases consta de un tubo de vidrio pyrex de diámetro interno seis milímetros y de longitud variable según el tiempo de residencia de las fases en la extracción, en donde se aloja una hélice construida en chapa de acero inoxidable de espesor medio milímetro y formada por elementos girados noventa grados. Cada uno de ellos constituye una superficie reglada que se consigue girando otros ciento ochenta grados esta chapa. Las dimensiones que tiene cada elemento son diez y ocho milímetros de largo por seis de ancho. En la figura 6-21 se dan un esquema acotado de los elementos, así como los correspondientes a la mezcla y dispersión de las fases.

Las dimensiones de este mezclador tubular son las siguientes. El diámetro interno es de seis milímetros y la longitud varía en función del tiempo de residencia. Las series de datos experimentales se realizaron con dos mezcladores de longitudes ciento cuarenta y setenta centímetros para los que los tiempos de residencia de extracción en función de los caudales empleados rondaban los valores de 13,5 y 6,8 segundos.

Las entradas de las fases al mezclador se dispusieron de forma diferente al anterior. La fase orgánica entraba a la etapa siguiendo una línea perpendicular a la generatriz del tubo de mezcla a través de un tubo capilar calibrado de diámetro 0,2 milímetros y altura aproximada de tres milímetros. La fase acuosa entraba a la etapa siguiendo una línea paralela al eje del mezclador a través de un tubo capilar de 1,5 milímetros de diámetro y longitud cinco centímetros. El punto de salida de esta fase estaba situado perpendicularmente a la línea de salida de la fase orgánica para de esta forma dispersar en pequeñas gotas la fase ligera.

Todo este equipo se construyó en vidrio Pyrex, a excepción de los elementos helicoidales, como ya se ha indicado anteriormente.

VII.5 METODO DE TRABAJO

Todos los datos experimentales que se han obtenido tanto en los valores de equilibrio como en las diversas operaciones de extracción líquido-líquido, corresponden a unas condiciones isotérmicas de 25°C. Los termómetros que se han empleado en los diversos puntos descritos en los diagramas de flujo fueron calibrados en un baño termostático frente a otro de décimas, del que se poseía la función de calibrado, en todos ellos la escala de temperaturas variaba de 0° a 50°C. Los valores experimentales de las isothermas de equilibrio y los datos de extracción por cargas se realizaron a 25°C; los datos de extracción continua la máxima fluctuación de la temperatura no superó jamás el entorno de $\pm 0,5^\circ\text{C}$.

Las disoluciones de cinc en la fase acuosa se realizaron pesando en una balanza de precisión las cantidades correspondientes de sulfato de cinc equivalentes a la concentración de cinc deseada, y los ciento veinte gramos de sulfato amónico por litro de solución de cinc en una balanza granatario. Las disoluciones se hacían con agua destilada en un matraz aforado de dos litros. A continuación se ajustaban los pH de trabajo en un pH-metro con amoniaco por lotes de solución de un litro y se almacenaban en frascos de vidrio de diez litros de capacidad. Antes de hacer uso de esta solución se tomaba una muestra y se determinaba analíticamente la concentración de cinc y el valor del pH.

Las soluciones de cinc con cantidades variables de sulfato amónico se realizaron de la forma siguiente. Se preparaba una disolución de sulfato de cinc en agua destilada como se ha descrito en el caso anterior y a continuación se agregaba amoniaco y sulfato amónico hasta conseguir el pH necesario sin tener precipitación del hidróxido de cinc, por lotes de solución de un litro con ayuda de un pH neutro.

El amoniaco y el sulfato de cinc empleados fueron reactivos de análisis mientras que el sulfato amónico empleado fue químicamente puro.

Las soluciones de la fase orgánica se realizaron preparando en matraces aforados los volúmenes correspondientes de ácido nafténico para con seguir las concentraciones de 10,0, 12,5 y 15,0 en tanto por ciento en volumen. Este ácido nafténico se disolvía y enrasaba con queroseno en matraces aforados de dos litros.

El ácido nafténico que se empleó fue el suministrado por la casa BDH inglesa, con una acidez de 180 y una densidad aproximada de 0,98 gr/cc

a veinte grados centígrados. El queroseno fue el suministrado por CAMPSA, D-2 y destilado entre 170 y 210°C.

Las soluciones de cinc en ácido nafténico procedente de los procesos de extracción, se reextrarían con soluciones de ácido sulfúrico 1,8 molar en el equipo de extracción por cargas. Antes de volver a emplear las disoluciones de ácido nafténico en queroseno, se determinaba por análisis químico la ausencia de iones cinc.

Las disoluciones ácidas de reextracción se prepararon con ácido sulfúrico, reactivo de análisis de 66,0 Be, y de peso específico 1,84 gr/cc a 25°C. Las cantidades de ácido necesarias para preparar las soluciones, se determinaron por pesada en balanza de precisión, disolviéndose después en agua y enrasando la solución en matraces aforados de dos litros.

Los métodos de trabajo desarrollados en cada operación fue el siguiente.

- Isotermas de equilibrio

En cada uno de los tanques se ponían 300 cc de solución de cinc en fase acuosa y 50 cc de disolución de ácido nafténico exenta de cinc, se esperaba a que la temperatura fuese de 25°C y las fases se agitaban durante dos minutos, a continuación se dejaba sedimentar y se separaba la fase acuosa de la cual se tomaba una muestra para determinar el contenido de cinc, si este valor de la concentración era igual al de la solución inicial se estaba en equilibrio y se tomaba una muestra de la fase orgánica para conocer su concentración en cinc, y al mismo tiempo se verificaba el valor del pH de la muestra tomada de la fase acuosa. En el caso de no haber llegado a equilibrio, se repetía el ciclo reponiendo un volumen de cinc en la fase acuosa e igual al dado, hasta llegar a equilibrio.

- Extracción por cargas

En cada uno de los tanques de extracción se ponían los volúmenes requeridos de fase acuosa y orgánica según fuese la relación de fases con la que se iba a trabajar y a continuación se agitaban cada uno con un tiempo diferente, siguiendo los valores que se han dado en el capítulo cuarto. Una vez que las fases habían decantado se separaban para tomar muestras de cada fase para conocer su contenido en cinc y el valor de pH final de la fase acuosa.

Los volúmenes de cada fase tratados para cada relación fueron los siguientes:

<u>Relación de fases</u>	<u>Volumen de fase acuosa (cc)</u>	<u>Volumen de fase orgánica (cc)</u>
10	200	20
20	400	20
30	300	10

La velocidad angular del eje del agitador fue constante y a 800 r.p.m.

- Extracción continua -

Para cada caso y en función del equipo a emplear, su volumen de mezcla efectivo, el tiempo de residencia de la operación y la relación de fases, se estimaban los caudales necesarios de la fase acuosa y de la fase orgánica. Por medio de las líneas de calibrado, (posición - caudal) de cada bomba se conocía aproximadamente la posición de la bomba comprobándose el valor del caudal en cada caso. Si dichos caudales no cumplían la relación de las fases de trabajo y no daban el tiempo de residencia requerido, se modificaban las posiciones del recorrido del émbolo de las bombas hasta que los resultados fuesen concordantes.

A continuación, se realizaba la operación de extracción comprobándose los valores de las temperaturas de los termómetros instalados en el equipo fuesen de veinticinco grados, en este momento se tomaba una muestra de la mezcla en un embudo de separación para separar muestras representativas de cada fase, comprobando por análisis químico las concentraciones de cinc finales de las fases y el valor del pH de la solución acuosa. Transcurridos tres minutos se tomaba otra nueva muestra, realizándose los mismos pasos que con la primera. Esta segunda toma servía para comprobar si se estaba trabajando en condiciones de régimen estacionario.

- Reextracción

Esta operación se realizó en el equipo de extracción por cargas, empleándose el mismo sistema de experimentación. Las relaciones que se ensayaron de (Volumen de fase orgánica/Volumen de fase acuosa), fueron -1, 10 y 20-. Estos valores no influyen para nada en la operación ya que como se dijo en el capítulo tercero, la reextracción es función de

la acidez de la solución y de la concentración de cinc en la fase orgánica. El empleo de una mayor o menor relación tan sólo repercute en el número de renovaciones necesario para extraer todo el cinc retenido por el ácido nafténico.

Contrariamente a lo que sucede en la extracción por cargas, donde el volumen del mezclador se fija previamente en la extracción continua, tanto las dimensiones geométricas como la capacidad efectiva de los equipos ensayados están condicionados por los volúmenes de las fases y reactivos que se tienen que emplear, por los equipos de bombeo que condicionan la transferencia de materia cuya información se puede deducir de los datos investigados en la extracción por cargas.

El volumen efectivo del mezclador en las operaciones de extracción en flujo de mezcla para una agitación de novecientas revoluciones por minuto resultó ser 22,16 centímetros cúbicos. Este valor se determinó haciendo circular por el tanque agitado un caudal conocido de agua destilada y midiendo el tiempo que tardaba desde el momento de entrada hasta el de rebose. Se tomaron varias medidas de los tiempos a caudal constante, repitiéndose este proceso para caudales diferentes. Las desviaciones en los valores de los volúmenes calculados fue de $\pm 0,5\%$; el volumen efectivo que se ha dado es el valor medio de todos los que se estimaron.

El volumen efectivo de los mezcladores en las operaciones de extracción para las variantes intermedias de flujo ensayadas, no sólo vienen impuestos por las condiciones apuntadas anteriormente sino que también hubo que contar con la viabilidad de mecanizado de las hélices.

En la extracción continua en flujo helicoidal, el usillo se hizo en acero inoxidable de densidad 7,848 gramos por centímetro³ y de diámetro ocho milímetros. La longitud de cada hélice se dan en la Tabla 6-7, y la unión entre ellas se hacía por presión. Atendiendo a las variables que se deseaban estudiar, el cálculo de los volúmenes efectivos para cada tiempo de residencia o las longitudes del mezclador se determinaron descontando al volumen del tubo de vidrio el volumen ocupado por la hélice. Este último valor se estimaba a partir del peso de la hélice en balanza de precisión y del valor de la densidad del material. Todos estos valores se presentan en la Tabla 6-7, para cada elemento de la hélice que se mecanizó.

En la extracción continua en flujo de mezcla helicoidal, los condicio

namientos y el cálculo de los volúmenes efectivos son formalmente los mismos. Tan sólo es necesario agregar que las hélices se mecanizaron a partir de tiras de chapa recocida de acero inoxidable de espesor medio milímetro y de anchura seis milímetros.

Para finalizar este apartado, tan sólo queda decir que el método que se empleó en el purgado de las líneas de conducción, tanto de la fase orgánica como de la acuosa, impuesta por la necesidad de trabajar con concentraciones diferentes de cinc en cada una y/o en ambas fases, se realizaba renovando de dos a tres veces los retenidos de cada línea, a continuación se tomaban muestras de las fases y se comprobaba por análisis las concentraciones de cinc de cada fase y el pH de la solución acuosa. En ninguna ocasión fue necesario renovar el retenido más de tres veces.

VI.6. CALIBRADO DE LAS BOMBAS

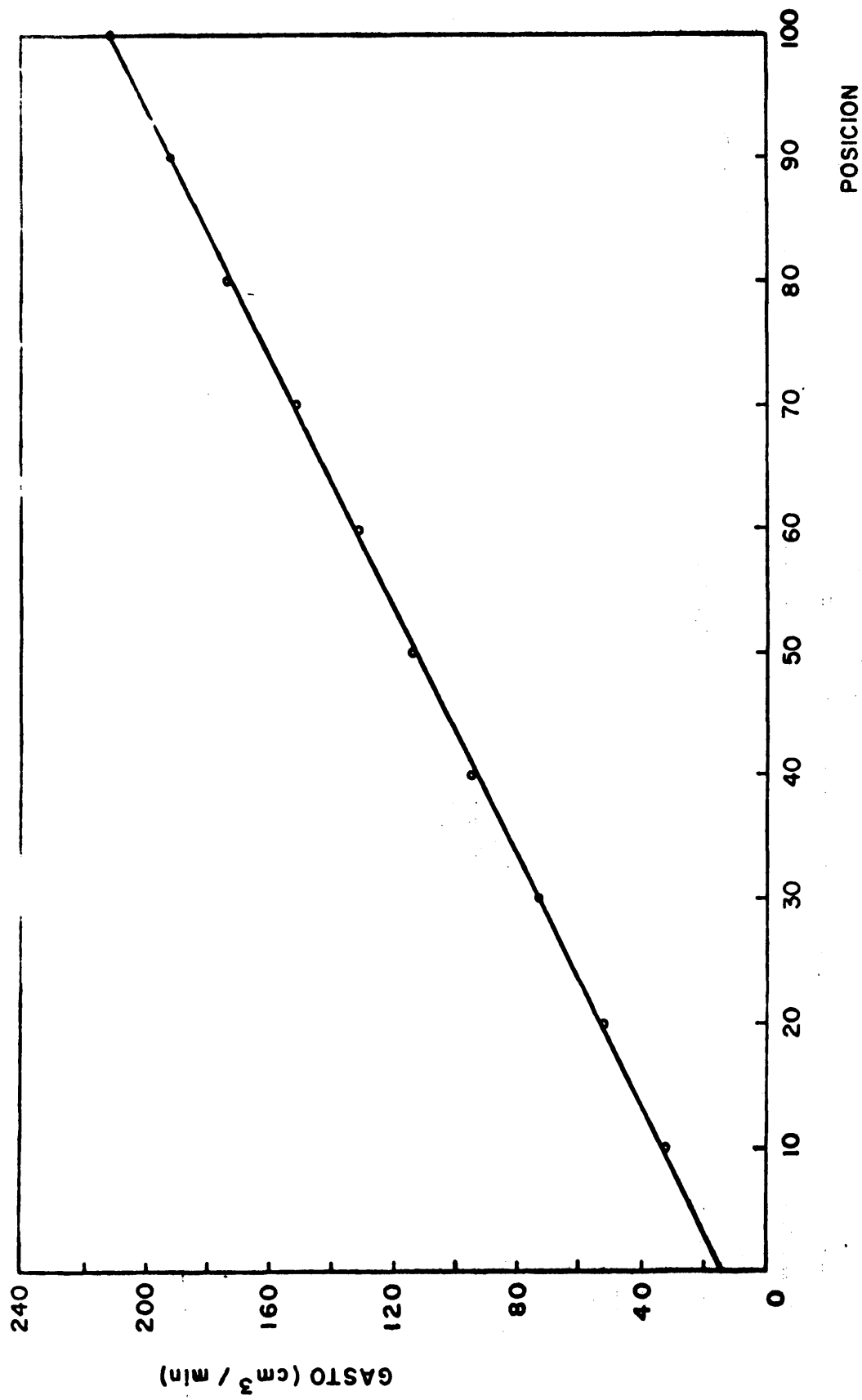
Las bombas de impulsión de las fases que se han empleado fueron alternativas y de membrana, en las que el caudal se podía regular por medio de un mando exterior que fijaba el recorrido que debía tener la embolada en cada caso. Todas ellas llevaban sendas válvulas de retención tanto en succión como en impulsión.

Las rectas de calibrado posición-caudal, se determinaron midiendo el volumen de fluido en la unidad de tiempo para valores enteros de la escala exterior de fijación del recorrido del embudo. Los volúmenes de fluido, agua destilada, se midieron en probetas para caudales superiores a veinte centímetros cúbicos por minuto, en buretas para caudales comprendidos entre veinte y cuatro centímetros cúbicos por minuto y en microburetas para caudales inferiores a cuatro centímetros cúbicos por minuto. Todas ellas estaban calibradas a 25°C.

En las Tablas 6-8 y 6-9, se dan los valores experimentales de calibrado de las bombas, y en las Figuras 6-22, 6-23 y 6-24, las rectas de calibrado de las mismas.

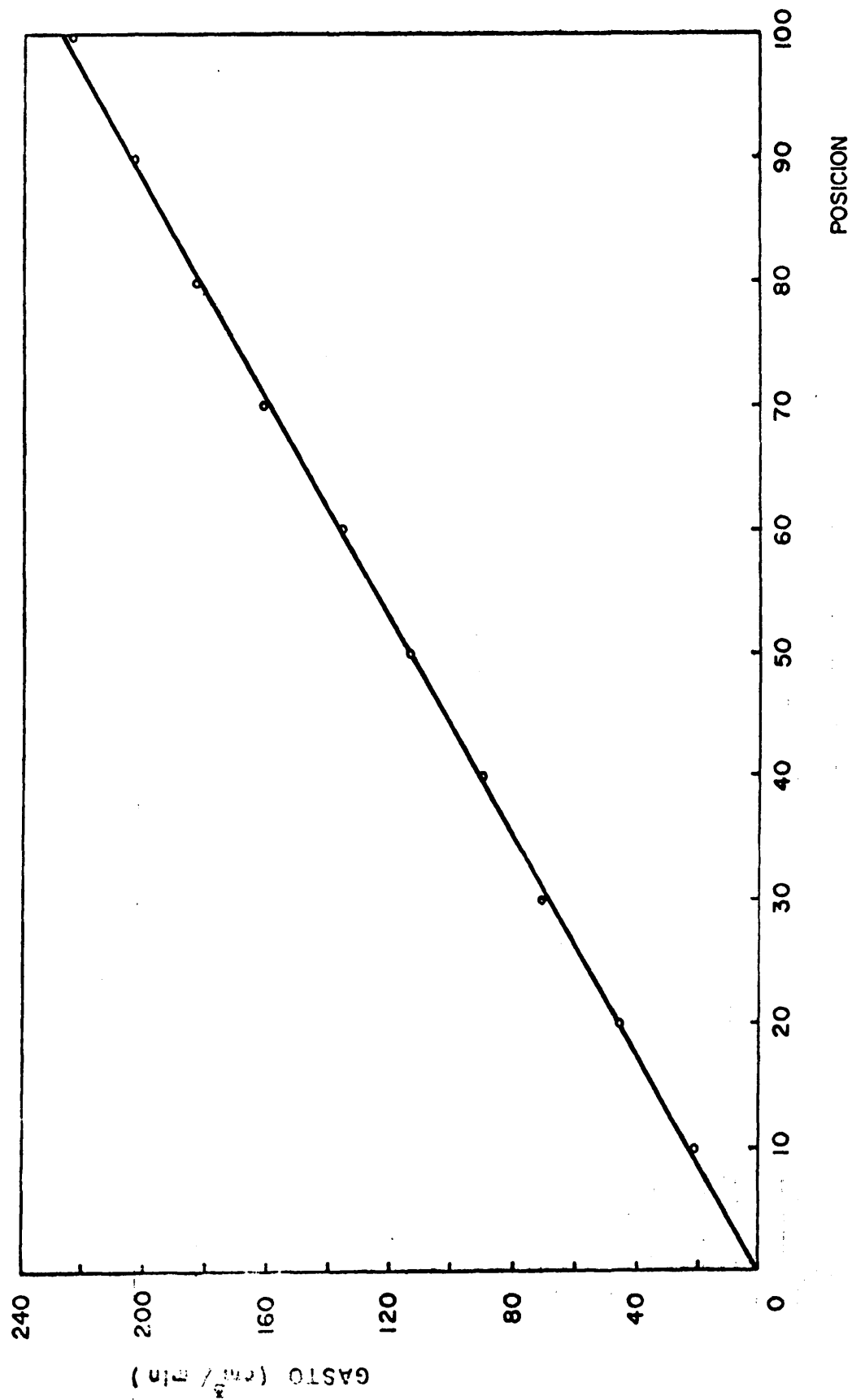
VI.7. METODO ANALITICO

Una gran parte de los numerosos métodos clásicos para determinar cinc, vienen a representar determinaciones semicuantitativas, que por



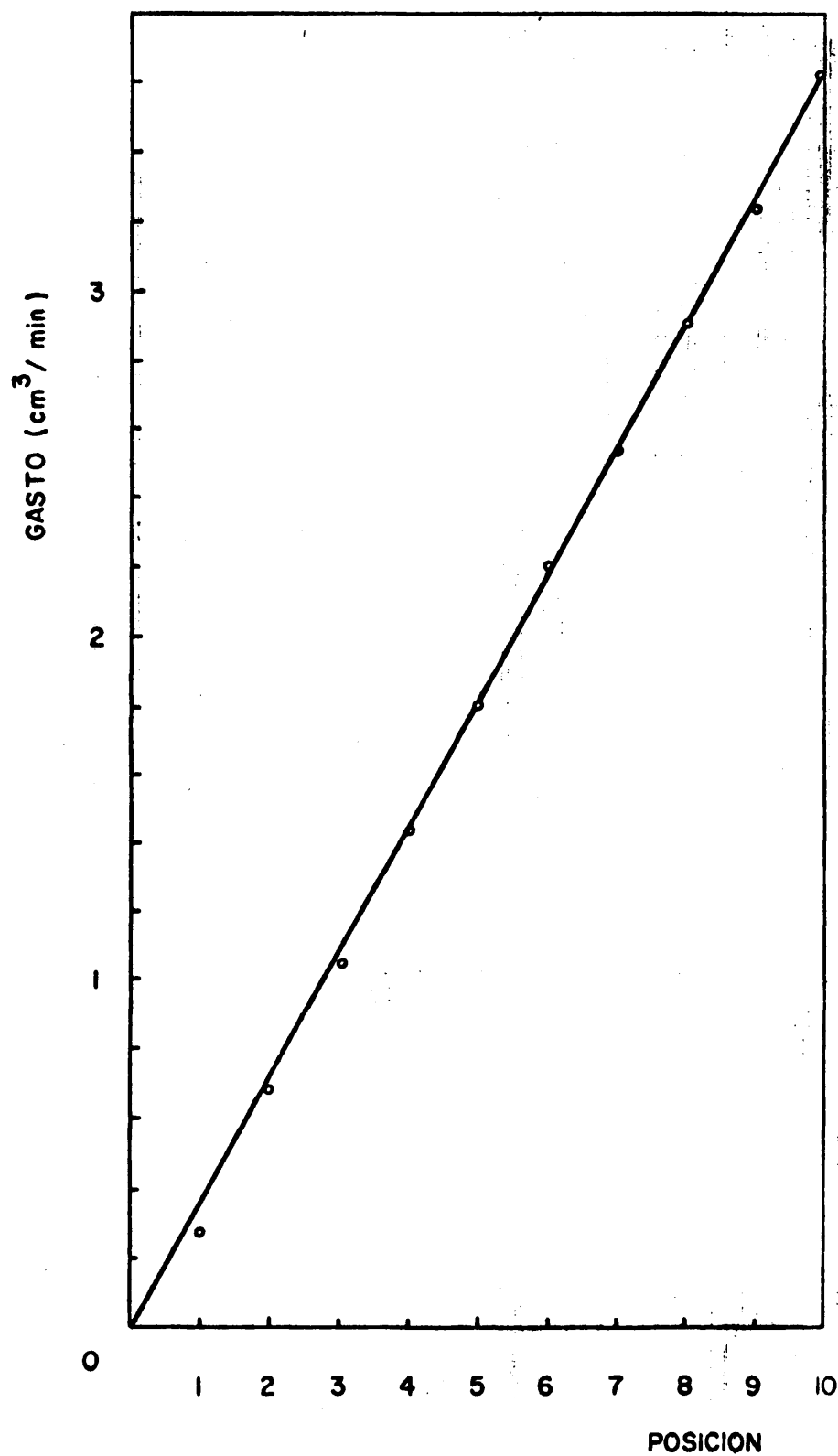
CALIBRADO DE LA BOMBA DE IMPULSION DE LA FASE ACUOSA

Fig. 6 - 22



CALIBRADO DE LA BOMBA DE IMPULSION DE LA FASE ORGANICA

Fig. 6 - 23



CALIBRADO DE LA MICROBOMBA DE IMPULSION
DE LA FASE ORGANICA

Fig. 6 - 24

otra parte no se fundamentan en una base teórica y estequiométrica. Esta situación se debe a las propiedades químicas del cinc, elemento que no presenta reacciones específicas, e incluso estas últimas tienen varias limitaciones. Así, la precipitación con ferrocianuro no es estequiométrica, y las precipitaciones como sulfuro tiene el inconveniente de tener que trabajar con el sulfuro de hidrógeno.

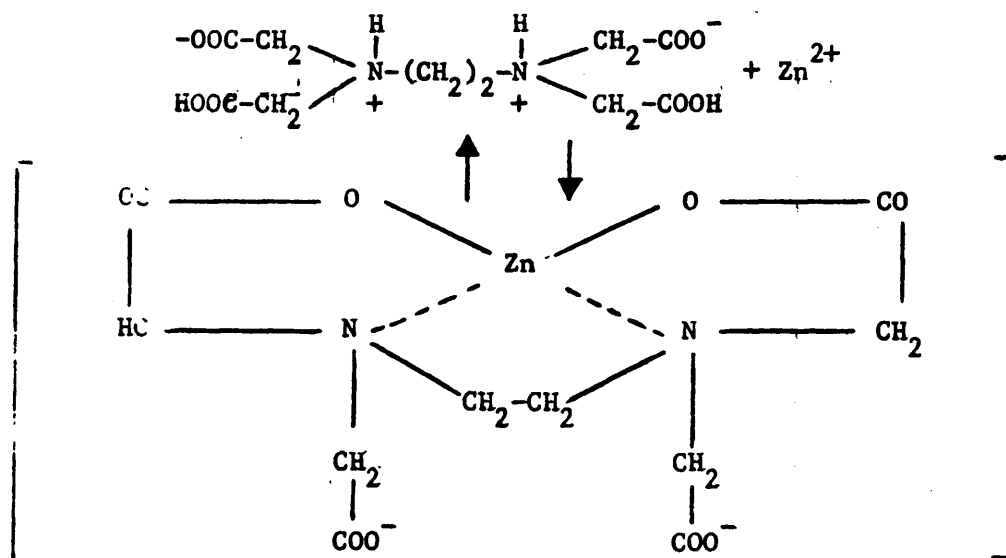
De otra parte están los métodos instrumentales, que suelen ser más rápidos y sensibles que los métodos clásicos volumétricos y gravimétricos siempre y cuando que en las soluciones de cinc existan otros elementos que ejerzan interferencias.

El método de análisis elegido ha sido la valoración complexométrica, que es un método volumétrico sencillo y aplicable a escala semimicro y macro. No tiene las dificultades que entrañan las separaciones de los restantes métodos volumétricos y gravimétricos. La valoración clásica con ferrocianuro se ha desechado, debido a la dificultad de apreciación del punto final tanto utilizando indicador externo (UO_2^{2+}), o interno (difenilamina).

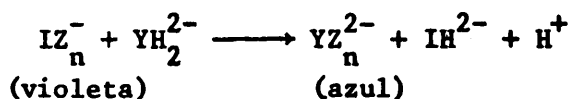
- Determinación complexométrica del cinc

La valoración se efectúa en medio tampón, amoníaco-cloruro amónico, a pH comprendido entre diez y once, empleándose como indicador el negro de eriocromo.

El complejo de cinc con la sal disódica del ácido etilendiaminotetracético, se forma mediante la reacción:



Como el complejo que forma el indicador (I^{3-}) con el cinc es más débil que el formado por el agente secuestrante (YH_2^{2-}), en el punto de equivalencia se produce el cambio de color.



Los H^+ se neutralizan con la alcalinidad de la disolución a valorar.

La valoración complexométrica es muy rápida, no ofrece dificultades en ausencia de cationes que interfieren y de gran precisión, errores inferiores al uno por ciento, siempre que se haya ajustado perfectamente el pH.

La preparación de los reactivos para el análisis fue como sigue.

- Soluciones de complexona III

Por dilución de soluciones de complexona III en ampollas preparadas en agua destilada en matraces aforados de uno o dos litros, según que la concentración deseada fuese de 0,10 o de 0,05 molar. Por dilución de esta última también se prepararon soluciones 0,01 molar de complexona.

Para las soluciones de cinc de concentración superior a diez gramos por litro se empleó complexona 0,10 M, para las soluciones de cinc comprendidas entre el valor anterior y 0,30 gramos por litro se empleó complexona 0,05 M, y para las soluciones de concentración inferior a la última se valoró con complexona 0,01 M.

- Solución tampón

Esta solución se preparó disolviendo ocho gramos de cloruro amónico en doscientos centímetros cúbicos de agua destilada a cincuenta grados, a continuación se añaden seiscientos centímetros cúbicos de amoníaco de 24°Be, enrasando hasta un litro con más amoníaco.

- Indicador

El indicador se preparó mezclando medio gramo de negro de eriocromo con cien gramos de cloruro sódico.

La determinación de cinc en la fase orgánica se realizó agitando un volumen de dicha fase en otro de solución tampón en agua a pH comprendido

entre diez y once, valorándose el cinc por complexometría en la fase acuosa por segregación. La relación entre la fase acuosa y la orgánica debe ser superior a cincuenta para disminuir las emulsiones de la fase orgánica. El cambio de color del indicador en estas condiciones es perfectamente nítido.

TABLAS

SIGNIFICADO DE LA VARIABLE DE LAS TABLAS DEL CAPITULO II

SERIE			X_o
1	5	9	0,90
2	6	10	0,60
3	7	11	0,30
4	8	12	0,10
10,0	12,5	15,0	Cn

N° PROC. = Número de procesos.

(%)/MIN. = Tanto por ciento de procesos frente a los comprendidos entre el mínimo número de etapas más dos.

(%)/TOTAL = Tanto por ciento de procesos frente al total que se proponen.

P. = Pendiente de las rectas de operación.

EX. = Extracción.

REX. = Reextracción.

AG. = Agotamiento.

EN. = Enriquecimiento.

$Y_{MIN.}$ = Concentración de metal en la fase orgánica correspondiente al polo inferior de la recta de operación.

$Y_{MAX.}$ = Concentración de metal en la fase orgánica correspondiente al polo superior de la recta de operación.

T A B L A 2 - 1

EXTRACCION-REEXTRACCION

N° de etapas en extracción = 2

N° de etapas mínimo = 3

SERIE	N° PROC.	(%) / MIN.	P. EX.	P. REX.	Y_{MIN}	Y_{MAX}
1	23	43	0,17 - 4,77	28,2 - 833	10^{-4} - 0,19	0,54 - 4,25
2	18	40	0,17 - 4,54	44,4 - 909	10^{-4} - 0,26	0,54 - 2,70
3	14	46	0,34 - 3,90	104 - 1000	10^{-4} - 0,13	0,24 - 1,16
4	9	45	1,07 - 1,50	111 - 1000	10^{-4} - 0,04	0,15
5	16	40	0,16 - 2,44	55,2 - 833	10^{-4} - 0,31	0,45 - 2,17
6	13	45	0,21 - 3,20	64,1 - 1000	10^{-4} - 0,20	0,33 - 1,90
7	9	43	0,38 - 0,73	555 - 1111	10^{-4} - 0,10	0,21
8	9	38	1,05 - 1,40	833 - 1111	10^{-4} - 0,03	0,14
9	20	44	0,16 - 5,00	47,6 - 833	10^{-4} - 0,31	0,50 - 4,54
10	16	52	0,22 - 3,71	53,7 - 909	10^{-4} - 0,23	0,36 - 2,23
11	10	42	0,39 - 5,48	73,5 - 1000	10^{-4} - 0,12	0,23
12	9	53	1,06 - 1,45	833 - 1111	10^{-4} - 0,03	0,14

T A B L A 2-2

EXTRACCION - REEXTRACCION

N° de etapas mínimo = 5 N° de etapas en extracción = 4

SERIE	N° PROC.	(%)/MIN.	P. EX.	P. REX.	Y _{MIN}	Y _{MAX}
1	53	53	0,11 - 8,93	15,1 - 1250	10 ⁻⁴ - 0,39	0,54 - 7,95
2	45	45	0,17 - 10,4	19,5 - 1250	10 ⁻⁴ - 0,29	0,40 - 6,15
3	30	30	0,34 - 10,0	40,6 - 1250	10 ⁻⁴ - 0,15	0,25 - 2,98
4	20	20	1,01 - 12,0	100. - 1250	10 ⁻⁴ - 0,05	0,15 - 1,19
5	40	40	0,11 - 8,23	16,6 - 1250	10 ⁻⁴ - 0,35	0,45 - 7,33
6	29	29	0,17 - 8,48	23,8 - 1250	10 ⁻⁴ - 0,23	0,33 - 5,04
7	21	21	0,34 - 8,56	47,2 - 1250	10 ⁻⁴ - 0,12	0,21 - 2,54
8	24	24	1,01 - 8,45	14,2 - 1250	10 ⁻⁴ - 0,04	0,14 - 0,84
9	45	45	0,11 - 11,8	11,3 - 1250	10 ⁻⁴ - 0,35	0,50 - 10,62
10	31	31	0,17 - 10,0	20,1 - 1250	10 ⁻⁴ - 0,26	0,36 - 5,97
11	24	24	0,34 - 10,2	39,7 - 1250	10 ⁻⁴ - 0,13	0,23 - 3,02
12	17	17	1,01 - 7,81	156 - 1250	10 ⁻⁴ - 0,04	0,14 - 0,77

T A B L A 2-3

DUAL

N° de etapas en dual - agotamiento = 2

N° de etapas mínimo = 3

SERIE	N° PROC.	(%)/MIN.	P. AG.	P. EN.	Y ⁻⁴ _{MIN}	Y ⁻⁴ _{MAX}
1	80	88	0,009 - 0,101	9,90 - 111	10 ⁻⁴ - 0,40	1,45 - 12,07
2	79	80	0,009 - 0,100	9,90 - 125	10 ⁻⁴ - 0,26	1,30 - 12,06
3	73	74	0,008 - 0,100	10,00 - 125	10 ⁻⁴ - 0,13	1,15 - 12,06
4	59	59	0,008 - 0,077	12,98 - 125	10 ⁻⁴ - 0,04	1,05 - 10,66
5	78	80	0,009 - 0,127	7,81 - 111	10 ⁻⁴ - 0,31	1,35 - 15,26
6	70	70	0,009 - 0,126	7,87 - 111	10 ⁻⁴ - 0,21	1,23 - 15,24
7	68	68	0,008 - 0,112	8,93 - 125	10 ⁻⁴ - 0,10	1,12 - 15,23
8	45	45	0,008 - 0,097	10,31 - 125	10 ⁻⁴ - 0,03	1,04 - 11,68
9	81	85	0,009 - 0,149	6,66 - 111	10 ⁻⁴ - 0,35	1,40 - 18,10
10	75	78	0,009 - 0,149	6,66 - 111	10 ⁻⁴ - 0,23	1,27 - 18,08
11	67	69	0,008 - 0,150	6,62 - 150	10 ⁻⁴ - 0,12	1,13 - 18,07
12	50	50	0,008 - 0,115	8,69 - 150	10 ⁻⁴ - 0,04	1,04 - 13,80

T A B L A 2-4

DUAL

N° mínimo de etapas más dos = 5

N° de etapas en extracción = 4

SERIE	N° PROC.	(%)/TOTAL	P. AG.	P. EN	Y _{MIN}	Y _{MAX}
1	91	91	0,009 - 0,113	8,80 - 111	10 ⁻⁴ - 0,44	1,45 - 13,39
2	99	99	0,008 - 0,112	8,92 - 125	10 ⁻⁴ - 0,29	1,30 - 13,39
3	99	99	0,008 - 0,112	8,93 - 125	10 ⁻⁴ - 0,15	1,15 - 13,39
4	100	100	0,008 - 0,112	8,93 - 125	10 ⁻⁴ - 0,05	1,05 - 13,39
5	98	98	0,008 - 0,142	7,00 - 125	10 ⁻⁴ - 0,35	1,35 - 17,00
6	100	100	0,008 - 0,142	7,09 - 125	10 ⁻⁴ - 0,23	1,23 - 17,00
7	100	100	0,008 - 0,142	7,04 - 125	10 ⁻⁴ - 0,17	1,12 - 17,00
8	100	100	0,008 - 0,142	7,04 - 125	10 ⁻⁴ - 0,04	1,04 - 17,00
9	95	95	0,009 - 0,168	5,92 - 111	10 ⁻⁴ - 0,40	1,40 - 20,18
10	97	97	0,008 - 0,166	5,98 - 125	10 ⁻⁴ - 0,26	1,27 - 20,18
11	97	97	0,008 - 0,168	5,92 - 125	10 ⁻⁴ - 0,13	1,13 - 20,18
12	100	100	0,008 - 0,168	5,95 - 125	10 ⁻⁴ - 0,04	1,04 - 20,18

T A B L A 2-5

DUAL - REEXTRACCION

N° de etapas mínimo = 4 N° de etapas en dual agotamiento = 2

SERIE	N° PROC.	(%)/MIN.	P. AG.	P. EN.	P. REX.	Y _{MIN}	Y _{MAX}
1	549	60	0,035 - 2,25	0,31 - 27,7	10,7	10 ⁻⁴ - 0,39	1,40 - 10,70
2	494	53	0,034 - 1,77	0,45 - 28,5	11,5	10 ⁻⁴ - 0,26	1,31 - 10,70
3	381	41	0,034 - 1,28	0,70 - 29,4	14,5	10 ⁻⁴ - 0,13	1,12 - 9,32
4	242	26	0,033 - 0,80	1,20 - 29,7	25,0	10 ⁻⁴ - 0,04	1,03 - 6,50
5	537	58	0,034 - 1,37	0,86 - 28,0	7,7	10 ⁻⁴ - 0,31	1,32 - 13,50
6	459	49	0,034 - 1,08	0,83 - 28,6	8,4	10 ⁻⁴ - 0,21	1,19 - 11,72
7	358	38	0,034 - 1,00	0,90 - 29,3	11,4	10 ⁻⁴ - 0,10	1,11 - 9,98
8	182	20	0,033 - 0,63	1,52 - 29,7	37,0	10 ⁻⁴ - 0,03	1,02 - 6,41
9	545	59	0,035 - 1,86	0,38 - 27,8	6,5	10 ⁻⁴ - 0,35	1,40 - 16,00
10	478	52	0,034 - 1,82	0,44 - 28,6	7,1	10 ⁻⁴ - 0,23	1,31 - 16,00
11	382	41	0,034 - 1,08	0,83 - 29,2	9,5	10 ⁻⁴ - 0,12	1,10 - 11,72
12	223	24	0,033 - 1,06	0,92 - 29,7	20,8	10 ⁻⁴ - 0,04	1,02 - 5,33

T A B L A 2-6

DUAL - REEXTRACCION

N° mínimo de etapas = 6 N° de etapas en dual-agotamiento = 4

SERIE	N° PROC.	(%)/TOTAL	P. AG.	P. EN.	P. REX.	Y _{MIN}	Y _{MAX}
1	915	91	0,033 - 4,01	0,17 - 29,1	10,7	10 ⁻⁴ - 0,44	1,40 - 13,39
2	926	92	0,033 - 3,93	0,20 - 28,5	11,5	10 ⁻⁴ - 0,30	1,31 - 13,39
3	929	93	0,033 - 4,00	0,22 - 29,6	14,5	10 ⁻⁴ - 0,15	1,12 - 13,39
4	930	93	0,033 - 3,97	0,24 - 29,9	25,0	10 ⁻⁴ - 0,04	1,03 - 13,39
5	925	92	0,033 - 2,83	0,30 - 29,9	7,7	10 ⁻⁴ - 0,35	1,32 - 17,00
6	931	93	0,033 - 2,83	0,34 - 29,4	8,4	10 ⁻⁴ - 0,23	1,19 - 17,00
7	931	93	0,033 - 2,83	0,34 - 29,6	11,4	10 ⁻⁴ - 0,11	1,11 - 17,00
8	933	93	0,033 - 2,54	0,39 - 29,9	37,0	10 ⁻⁴ - 0,04	1,02 - 17,00
9	926	92	0,033 - 6,05	0,11 - 29,1	6,5	10 ⁻⁴ - 0,40	1,40 - 20,18
10	917	91	0,033 - 6,04	0,13 - 29,1	7,1	10 ⁻⁴ - 0,26	1,31 - 20,18
11	922	92	0,033 - 6,03	0,15 - 29,6	9,5	10 ⁻⁴ - 0,13	1,10 - 20,18
12	921	92	0,033 - 5,31	0,18 - 29,9	20,8	10 ⁻⁴ - 0,04	1,02 - 20,18

T A B L A 2-8

DUAL - EXTRACCION - REEXTRACCION

N° mínimo de etapas más dos = 8
N° de etapas en extracción = 3
N° de etapas en dual-agotamiento = 3

			DUAL					EXTRACCION - REEXTRACCION				
SERIE	N° PROC.	(Z)/TOTAL	P. AG.	P. EN.	Y _{MIN}	Y _{MAX}	P. EX.	P. REX.	Y _{MIN}	Y _{MAX}		
1	1858	59	0,033-5,07	0,10-29,4	10 ⁻⁴ -0,40	1,22-13,39	0,034-5,08	10,7	10 ⁻⁴ -6,38	1,49-13,39		
2	1811	56	0,033-3,56	0,15-29,4	10 ⁻⁴ -0,21	1,15-13,39	0,034-5,08	11,5	10 ⁻⁴ -6,38	1,49-13,39		
3	1685	54	0,033-3,52	0,24-29,4	10 ⁻⁴ -0,05	1,07-13,39	0,034-5,08	14,5	10 ⁻⁴ -6,38	1,49-13,39		
4	1506	48	0,033-2,01	0,47-29,4	10 ⁻⁴ -0,02	1,02-13,39	0,034-5,08	25,0	10 ⁻⁴ -6,38	1,49-13,39		
5	1651	53	0,033-4,55	0,12-29,4	10 ⁻⁴ -0,23	1,18-17,00	0,034-4,57	7,7	10 ⁻⁴ -6,03	1,39-17,00		
6	1583	50	0,033-4,51	0,15-29,4	10 ⁻⁴ -0,12	1,16-17,00	0,034-4,57	8,4	10 ⁻⁴ -6,03	1,39-17,00		
7	1425	45	0,033-2,50	0,34-29,4	10 ⁻⁴ -0,06	1,06-17,00	0,034-4,57	11,4	10 ⁻⁴ -6,03	1,39-17,00		
8	1222	39	0,033-2,48	0,38-29,4	10 ⁻⁴ -0,02	1,02-17,00	0,034-4,57	37,0	10 ⁻⁴ -6,03	1,39-17,00		
9	1813	58	0,033-7,77	0,07-29,4	10 ⁻⁴ -0,36	1,20-20,18	0,034-7,78	6,5	10 ⁻⁴ -9,12	1,44-20,18		
10	1731	55	0,033-2,97	0,13-29,4	10 ⁻⁴ -0,18	1,13-20,18	0,034-7,78	7,1	10 ⁻⁴ -9,12	1,44-20,18		
11	1608	52	0,033-2,93	0,29-29,4	10 ⁻⁴ -0,06	1,06-20,18	0,034-7,78	9,5	10 ⁻⁴ -9,12	1,44-20,18		
12	1392	44	0,033-2,90	0,32-29,4	10 ⁻⁴ -0,02	1,02-20,18	0,034-7,78	20,8	10 ⁻⁴ -9,12	1,44-20,18		

T A B L A 2-9

EXTRACCION - REEXTRACCION - DUAL

N° de etapas en extracción = 2
N° de etapas en dual-agotamiento = 2

N° de etapas mínimo = 6

SERIE	N° PROC.	(%) / MIN	EXTRACCION-REEXTRACCION						DUAL		
			P. EX.	P. REX.	Y _{MIN}	Y _{MAX}	P. AG.	P. EN.	Y _{MIN}	Y _{MAX}	Y _{MAX}
1	180	27	0,17-3,52	0,63-300	10 ⁻⁴ -0,16	0,32-3,15	0,43	2,24	10 ⁻⁴ -0,38	1,50-13,00	1,50-13,00
2	144	27	0,23-0,41	8,06-333	10 ⁻⁴ -0,11	0,24	0,43	2,24	10 ⁻⁴ -0,37	1,50-13,00	1,50-13,00
3	144	34	0,40-0,58	11,50-500	10 ⁻⁴ -0,05	0,18	0,44	2,24	10 ⁻⁴ -0,37	1,50-13,00	1,50-13,00
4	144	49	1,00-1,25	16,13-500	10 ⁻⁴ -0,02	0,12	0,44	2,23	10 ⁻⁴ -0,37	1,50-13,00	1,50-13,00
5	204	28	0,16-0,31	7,30-333	10 ⁻⁴ -0,13	0,27	0,55	1,75	10 ⁻⁴ -0,30	1,39-16,82	1,39-16,82
6	204	37	0,21-0,36	9,26-333	10 ⁻⁴ -0,08	0,21	0,56	1,75	10 ⁻⁴ -0,30	1,39-16,82	1,39-16,82
7	206	48	0,38-0,53	12,66-500	10 ⁻⁴ -0,04	0,15	0,56	1,76	10 ⁻⁴ -0,30	1,39-16,82	1,39-16,82
8	204	43	1,00-1,20	16,66-500	10 ⁻⁴ -0,01	0,12	0,56	1,76	10 ⁻⁴ -0,30	1,39-16,82	1,39-16,82
9	228	28	0,16-0,33	6,71-333	10 ⁻⁴ -0,15	0,30	0,66	1,47	10 ⁻⁴ -0,36	1,45-20,18	1,45-20,18
10	227	33	0,27-0,39	8,62-333	10 ⁻⁴ -0,10	0,23	0,66	1,48	10 ⁻⁴ -0,36	1,45-20,18	1,45-20,18
11	228	46	0,39-0,55	12,05-500	10 ⁻⁴ -0,05	0,16	0,66	1,48	10 ⁻⁴ -0,36	1,45-20,18	1,45-20,18
12	248	73	1,06-1,22	16,40-500	10 ⁻⁴ -0,01	0,12	0,67	1,48	10 ⁻⁴ -0,36	1,45-20,18	1,45-20,18

T A B L A 2-10

EXTRACCION - REEXTRACCION - DUAL

N° mínimo de etapas más dos = 8 N° de etapas en extracción = 3
 N° de etapas en dual-agotamiento = 3

			EXTRACCION-REEXTRACCION							DUAL	
SERIE	N° PROC.	(%)/TOTAL	P. EX.	P. REX.	Y _{MIN}	Y _{MAX}	P. AG.	P. EN.	Y _{MIN}	Y _{MAX}	
1	677	21	0,11- 9,85	0,22-500	10 ⁻⁴ -0,22	0,32-8,82	0,43	2,24	10 ⁻⁴ -0,50	1,50-13,00	
2	537	17	0,16- 9,22	0,36-500	10 ⁻⁴ -0,14	0,24-5,50	0,43	2,24	10 ⁻⁴ -0,50	1,50-13,00	
3	417	13	0,40-14,43	0,46-500	10 ⁻⁴ -0,07	0,17-4,31	0,44	2,24	10 ⁻⁴ -0,50	1,50-13,00	
4	295	9	1,00-13,10	1,53-500	10 ⁻⁴ -0,02	0,12-1,30	0,44	2,23	10 ⁻⁴ -0,50	1,50-13,00	
5	719	23	0,11- 9,05	0,24-500	10 ⁻⁴ -0,17	0,27-8,10	0,55	1,75	10 ⁻⁴ -0,40	1,39-16,82	
6	551	17	0,16- 6,32	0,33-500	10 ⁻⁴ -0,11	0,21-3,77	0,55	1,75	10 ⁻⁴ -0,40	1,39-16,82	
7	426	13	0,33- 9,34	0,72-500	10 ⁻⁴ -0,06	0,15-2,79	0,56	1,76	10 ⁻⁴ -0,40	1,39-16,82	
8	476	15	1,00- 9,14	2,20-500	10 ⁻⁴ -0,02	0,12-0,91	0,56	1,76	10 ⁻⁴ -0,40	1,39-16,82	
9	803	26	0,11-10,62	0,21-500	10 ⁻⁴ -0,20	0,28-9,51	0,66	1,47	10 ⁻⁴ -0,44	1,45-20,18	
10	679	22	0,16-14,58	0,23-500	10 ⁻⁴ -0,13	0,23-8,70	0,66	1,48	10 ⁻⁴ -0,44	1,45-20,18	
11	490	15	0,33-11,12	0,60-500	10 ⁻⁴ -0,06	0,16-3,32	0,66	1,48	10 ⁻⁴ -0,44	1,45-20,18	
12	342	11	1,00- 1,22	16,40-500	10 ⁻⁴ -0,02	0,12	0,67	1,48	10 ⁻⁴ -0,44	1,45-20,18	

T A B L A 2-7

DUAL - EXTRACCION - REEXTRACCION

N° de etapas mínimo = 6
N° de etapas en extracción = 2
N° de etapas en dual-agotamiento = 2

DUAL											EXTRACCION - REEXTRACCION			
SERIE	N° PROC.	(%)/MIN.	P. AG.	P. EN.	Y _{MIN}	Y _{MAX}	P. EX.	P. REX	Y _{MIN}	Y _{MAX}				
1	908	49	0,035-2,15	0,25-27,7	10 ⁻⁴ -0,30	1,22-10,35	0,087-2,19	10,7	10 ⁻⁴ -4,78	1,49-13,39				
2	798	44	0,035-2,08	0,33-27,7	10 ⁻⁴ -0,16	1,15-7,27	0,087-2,19	11,5	10 ⁻⁴ -4,78	1,49-13,39				
3	660	39	0,034-0,54	1,66-28,5	10 ⁻⁴ -0,06	1,07-7,23	0,087-2,19	14,5	10 ⁻⁴ -4,78	1,49-13,39				
4	431	29	0,034-0,51	2,00-28,5	10 ⁻⁴ -0,02	1,02-4,11	0,087-2,19	25,0	10 ⁻⁴ -4,78	1,49-13,39				
5	726	44	0,035-2,60	0,21-27,7	10 ⁻⁴ -0,23	1,18-9,08	0,084-2,63	7,7	10 ⁻⁴ -4,52	1,39-17,00				
6	623	39	0,034-0,58	1,25-28,5	10 ⁻⁴ -0,12	1,16-9,06	0,084-2,63	8,4	10 ⁻⁴ -4,52	1,39-17,00				
7	452	32	0,034-0,53	1,66-28,5	10 ⁻⁴ -0,05	1,06-5,03	0,084-2,63	11,4	10 ⁻⁴ -4,52	1,39-17,00				
8	290	24	0,034-0,51	2,00-28,5	10 ⁻⁴ -0,01	1,02-	0,084-2,63	37,0	10 ⁻⁴ -4,52	1,39-17,00				
9	819	45	0,035-0,68	0,83-27,7	10 ⁻⁴ -0,27	1,20-10,7	0,110-3,08	6,5	10 ⁻⁴ -6,84	1,44-20,18				
10	727	42	0,034-0,60	1,25-28,5	10 ⁻⁴ -0,14	1,13-10,6	0,110-3,08	7,1	10 ⁻⁴ -6,84	1,44-20,18				
11	540	34	0,034-0,54	1,66-28,5	10 ⁻⁴ -0,06	1,06-10,6	0,110-3,08	9,5	10 ⁻⁴ -6,84	1,44-20,18				
12	338	24	0,034-0,51	1,95-28,5	10 ⁻⁴ -0,01	1,02-5,8	0,110-3,08	20,8	10 ⁻⁴ -6,84	1,44-20,18				

T A B L A 3-1

Cn = 10.0% Vol.

X_o	θ	α	α/α_R	α	α/α_R	α	α/α_R
3,00	0	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
3,00	5	0,132	0,571	0,076	0,424	0,061	0,457
3,00	10	0,203	0,881	0,123	0,682	0,111	0,838
3,00	20	0,220	0,952	0,153	0,848	0,126	0,914
3,00	30	0,225	0,976	0,176	0,977	0,132	0,971
3,00	θ_R	0,231	1,000	0,180	1,000	0,134	1,000
0,90	0	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,90	5	0,144	0,696	0,102	0,500	0,095	0,430
0,90	10	0,183	0,884	0,138	0,674	0,153	0,694
0,90	20	0,200	0,964	0,171	0,839	0,208	0,944
0,90	30	0,207	1,000	0,193	0,446	0,200	1,000
0,90	θ_R	0,207	1,000	0,204	1,000	0,200	1,000
0,35	0	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,35	5	0,143	0,669	0,095	0,526	0,114	0,506
0,35	10	0,162	0,834	0,143	0,789	0,149	0,662
0,35	20	0,171	1,000	0,169	0,934	0,184	0,817
0,35	30	0,171	1,000	0,181	1,000	0,209	0,929
0,35	θ_R	0,171	1,000	0,181	1,000	0,225	1,000
R		10		20		30	

T A B L A 3-2

Cn = 15.0% Vol.

x_o	θ	α	α/α_R	α	α/α_R	α	α/α_R
3,00	0	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
3,00	5	0,272	0,651	0,153	0,603	0,106	0,546
3,00	10	0,334	0,799	0,196	0,772	0,161	0,833
3,00	20	0,397	0,948	0,227	0,894	0,179	0,926
3,00	30	0,413	0,987	0,242	0,952	0,188	0,972
3,00	θ_R	0,418	1,000	0,254	1,000	0,193	1,000
0,90	0	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,90	5	0,270	0,769	0,175	0,487	0,144	0,461
0,90	10	0,315	0,897	0,273	0,760	0,222	0,711
0,90	20	0,347	0,987	0,327	0,911	0,281	0,899
0,90	30	0,351	1,000	0,348	0,968	0,312	1,000
0,90	θ_R	0,351	1,000	0,359	1,000	0,312	1,000
0,35	0	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,35	5	0,292	0,868	0,215	0,575	0,195	0,571
0,35	10	0,313	0,930	0,322	0,862	0,262	0,767
0,35	20	0,327	0,972	0,360	0,962	0,318	0,931
0,35	30	0,337	1,000	0,369	0,987	0,336	0,986
0,35	θ_R	0,337	1,000	0,374	1,000	0,341	1,000

T A B L A 3-3

DATOS DE REGRESION PARA LA FUNCION

$$Y = X_{AE} \left[1 + \frac{b - 1}{\exp(d\theta) - b} \right]$$

C _n	X _o	R	X _{AE}	b	d	SE	SCD
10	3,00	10	0,227	-1,544	0,302	0,411·10 ⁻²	0,675·10 ⁻⁴
10	0,90	10	0,207	0,528	0,148	0,162·10 ⁻²	0,792·10 ⁻⁵
10	0,35	10	0,171	0,698	0,181	0,690·10 ⁻²	0,143·10 ⁻⁵
10	3,00	20	0,182	0,261	0,087	0,377·10 ⁻²	0,571·10 ⁻⁴
10	0,90	20	0,212	0,777	0,035	0,404·10 ⁻²	0,653·10 ⁻⁴
10	0,35	20	0,181	0,050	0,145	0,204·10 ⁻²	0,166·10 ⁻⁴
10	3,00	30	0,132	-3,412	0,314	0,291·10 ⁻²	0,339·10 ⁻⁴
10	0,90	30	0,221	-0,646	0,157	0,191·10 ⁻²	0,145·10 ⁻⁴
10	0,35	30	0,245	0,929	0,011	0,615·10 ⁻²	0,151·10 ⁻³
15	3,00	10	0,422	0,741	0,074	0,539·10 ⁻²	0,116·10 ⁻³
15	0,90	10	0,352	0,738	0,122	0,215·10 ⁻²	0,185·10 ⁻⁴
15	0,35	10	0,340	0,984	0,017	0,229·10 ⁻²	0,211·10 ⁻⁴
15	3,00	20	0,262	0,891	0,028	0,282·10 ⁻²	0,318·10 ⁻⁴
15	0,90	20	0,358	0,110	0,127	0,531·10 ⁻²	0,113·10 ⁻³
15	0,35	20	0,370	-0,843	0,254	0,420·10 ⁻²	0,708·10 ⁻⁴
15	3,00	30	0,190	-0,260	0,193	0,451·10 ⁻²	0,813·10 ⁻⁴
15	0,90	30	0,313	0,169	0,108	0,237·10 ⁻²	0,168·10 ⁻⁴
15	0,35	30	0,343	0,526	0,094	0,235·10 ⁻²	0,222·10 ⁻⁴

S.E - error estandard

SCD - suma de cuadrados de las diferencias

T A B L A 3-4

X_o	R	Y	X	Y	X	Y	X
3,00	10	6,86	2,29	11,60	1,84	12,58	1,75
3,00	20	10,78	2,45	13,56	2,32	15,44	2,27
3,00	30	12,25	2,61	15,69	2,48	17,65	2,46
0,90	10	1,83	0,70	2,77	0,63	3,18	0,59
0,90	20	3,66	0,72	5,31	0,64	6,45	0,57
0,90	30	5,88	0,69	6,86	0,68	8,50	0,62
0,35	10	0,58	0,29	0,96	0,25	1,17	0,23
0,35	20	1,24	0,28	1,96	0,25	2,61	0,22
0,35	30	2,32	0,27	2,94	0,25	3,58	0,23
C_n		10,0	12,5	15,0			

T A B L A 3-5

$$Y = a \cdot R^b$$

C_n	X_o	a	b
10,0	3,00	2,27	0,50
10,0	0,90	0,16	1,05
10,0	0,35	0,03	1,28
12,5	3,00	5,83	0,29
12,5	0,90	0,34	0,90
12,5	0,35	0,10	1,00
15,0	3,00	7,30	0,25
15,0	0,90	0,55	0,80
15,0	0,35	0,12	1,00

CLAVE DE LECTURA TABLAS 3-6 y 3-7

R →	5	10	15	20	30
3,00	11	12	13	14	15
1,20	21	22	23	24	25
0,90	31	32	33	34	35
0,60	41	42	43	44	45
0,35	51	52	53	54	55
0,15	61	62	63	64	65
X_o^{\dagger}	SERIES \dagger				

$\epsilon(I)$ $\epsilon(V)$, $\epsilon(VI)$. Eficacias de etapas. Extracción por cargas.

$\epsilon(II)$. Eficacias de etapas. Extracción continua. Flujo de mezcla.

$\epsilon(III)$. Eficacias de etapas. Extracción continua. Flujo helicoidal simple.

$\epsilon(IV)$. Eficacias de etapas. Extracción continua. Flujo helicoidal con mezcla.

T A B L A 3-6

pH = 7,0

SERIE	Y*	Y*	Y*	SERIE	Y*	Y*	Y*
11	11,35	12,70	13,40	41	2,75	---	---
12	12,85	16,55	19,10	42	4,90	---	---
13	13,15	16,70	19,80	43	6,40	---	---
14	13,30	16,85	20,05	44	7,65	---	---
15	13,35	16,95	20,10	45	8,80	---	---
21	5,40	---	---	51	1,60	1,50	1,70
22	8,90	---	---	52	3,00	2,60	3,10
23	10,40	---	---	53	4,00	3,70	4,40
24	11,00	---	---	54	4,80	4,55	5,70
25	11,50	---	---	55	6,00	6,10	7,10
31	4,10	4,00	4,20	61	0,70	---	---
32	7,05	7,20	7,85	62	1,25	---	---
33	8,90	9,60	11,10	63	1,60	---	---
34	9,80	11,15	12,50	64	2,10	---	---
35	10,65	12,80	14,70	65	2,90	---	---
C _n	10,00	12,50	15,00	C _n	10,00	12,50	15,00

T A B L A 3-7

SERIE	11	12	13	14	15	21	22	23	24	25	31	32	33	34	35	C _n
ε(I)	---	53,4	---	81,0	91,8	---	---	---	---	---	---	26,0	---	37,3	55,2	10,0
ε(II)	70,5	82,6	84,5	87,5	88,1	---	---	---	---	---	41,8	48,7	55,4	58,4	67,5	10,0
ε(III)	---	57,2	---	88,5	97,9	---	45,9	---	65,4	74,6	---	37,1	---	52,5	70,6	10,0
ε(IV)	57,6	78,8	90,7	98,9	---	---	---	---	---	---	43,8	47,4	56,9	68,4	---	10,0
ε(V)	---	70,1	---	80,6	90,8	---	---	---	---	---	---	38,6	---	47,6	53,6	12,5
ε(VI)	---	65,9	---	77,0	87,8	---	---	---	---	---	---	40,6	---	51,6	57,8	15,0

SERIE	41	42	43	44	45	51	52	53	54	55	61	62	63	64	65	C _n
ε(I)	---	---	---	---	---	---	19,3	---	25,8	38,7	---	---	---	---	---	10,0
ε(II)	---	---	---	---	---	53,1	56,7	65,3	68,7	79,5	---	---	---	---	---	10,0
ε(III)	---	35,0	---	44,8	59,4	---	41,4	---	49,0	59,9	---	31,4	---	37,3	40,6	10,0
ε(IV)	44,5	48,3	54,9	68,8	---	59,2	55,5	61,3	67,4	---	56,0	60,1	62,3	63,8	---	10,0
ε(V)	---	---	---	---	---	---	37,1	---	43,1	48,2	---	---	---	---	---	12,5
ε(VI)	---	---	---	---	---	---	38,0	---	45,9	50,4	---	---	---	---	---	15,0

T A B L A 3-8

$X_0 = 3,00 \text{ gr/l}$; $Y_0 = 0,00 \text{ gr/l}$

R	θ	F_A	F_O	F_T	Y	X	ERROR(%)
5,0	5,2	210,0	41,96	251,9	8,00	1,34	2,0
5,0	11,5	97,0	19,39	116,4	8,00	1,34	2,0
5,1	48,5	23,1	4,61	27,7	8,00	1,34	2,8
10,0	6,3	193,0	19,35	212,3	9,96	2,04	4,1
10,0	28,7	42,1	4,22	46,3	10,62	1,88	1,9
10,0	62,1	19,7	2,00	21,7	10,62	1,88	3,0
15,0	6,3	197,0	13,10	210,1	10,46	2,28	1,0
15,0	28,0	44,5	2,97	47,5	11,11	2,25	0,3
14,9	41,8	29,8	2,00	31,8	11,11	2,25	1,4
20,0	6,0	211,0	10,52	221,5	11,11	2,45	2,7
20,0	29,8	44,6	2,22	46,8	11,60	2,35	2,6
20,0	54,0	24,9	1,24	26,1	11,60	2,35	3,0
30,1	8,9	144,0	4,78	148,8	11,40	2,55	2,9
30,0	41,5	31,0	1,03	32,0	11,77	2,54	2,4

T A B L A 3-9

$X_0 = 0,90 \text{ gr/l}$; $Y_0 = 0,00 \text{ gr/l}$

R	θ	F_A	F_O	F_T	Y	X	ERROR(%)
5,0	5,2	213,0	42,86	225,8	1,72	0,555	2,9
5,0	27,5	40,2	8,07	48,3	1,72	0,555	1,1
5,0	52,2	21,2	4,28	25,5	1,72	0,555	3,4
10,0	6,0	200,0	20,00	220,0	2,78	0,621	2,9
9,8	26,7	45,2	4,61	49,8	3,43	0,564	2,6
10,0	52,5	23,0	2,31	25,3	3,43	0,564	5,0
14,9	6,0	208,0	13,95	221,9	3,43	0,670	4,2
15,0	29,7	42,0	2,80	44,8	4,90	0,572	1,0
14,8	6,8	26,6	1,79	28,4	4,90	0,572	3,6
20,0	6,3	201,5	10,08	211,6	4,08	0,691	2,1
20,0	27,8	45,6	2,28	47,9	5,72	0,596	0,9
20,0	63,3	20,0	1,00	21,0	5,72	0,596	2,8
30,1	9,0	142,0	4,72	146,7	6,84	0,679	3,0
30,3	42,4	30,3	1,00	31,3	7,19	0,645	3,4

T A B L A 3-10

$X_0 = 0,35 \text{ gr/l}$; $Y_0 = 0,00 \text{ gr/l}$

R	θ	F_A	F_O	F_T	Y	X	ERROR (%)
5,0	5,4	203,7	40,82	244,5	0,85	0,188	4,4
5,0	27,8	39,7	7,96	47,7	0,85	0,188	4,0
4,9	46,5	23,7	4,83	28,5	0,85	0,188	5,5
10,0	5,9	204,0	20,40	224,4	1,50	0,202	1,2
9,9	27,1	44,5	4,50	49,0	1,63	0,191	3,2
10,0	54,1	22,3	2,24	24,5	1,70	0,186	3,3
15,0	5,8	213,0	14,15	227,1	2,06	0,216	0,9
15,0	29,0	43,0	2,86	45,8	2,61	0,183	3,1
14,9	47,2	26,4	1,77	28,1	2,61	0,183	4,3
20,0	6,0	209,0	10,47	219,4	2,68	0,216	0,9
20,0	28,4	44,6	2,24	46,8	3,27	0,193	3,4
20,2	58,9	21,5	1,06	22,5	3,33	0,193	1,8
29,7	8,9	143,5	4,83	148,3	3,23	0,242	0,5
30,2	40,1	32,1	1,06	33,1	4,77	0,202	1,0

T A B L A 3-11

R	X _o	Y _o	X*	Y*
1	3,00	9,09	0,740	11,35
2	3,00	10,25	1,700	12,85
3	3,00	10,51	2,120	13,15
4	3,00	10,66	2,340	13,30
5	3,00	11,15	2,460	13,35
1	0,90	3,28	0,082	4,10
2	0,90	5,64	0,195	7,05
3	0,90	7,12	0,306	8,90
4	0,90	7,84	0,410	9,80
5	0,90	8,88	0,490	10,35
1	0,35	1,28	0,030	1,60
2	0,35	2,40	0,050	3,00
3	0,35	3,20	0,083	4,00
4	0,35	3,96	0,128	4,85
5	0,35	5,00	0,175	5,50

T A B L A 3-12

$X_0 = 3,02 \text{ gr/l}$

R	θ	F_A	F_0	F_T	Y_0	Y	X	ERROR(%)
1,00	5,2	128,0	128,00	256,0	9,07	10,30	1,83	2,0
0,99	22,7	29,2	29,50	58,7	9,07	10,30	1,83	1,9
1,00	32,3	20,6	20,60	41,2	9,07	10,30	1,83	2,0
2,98	5,2	190,0	63,60	253,6	10,54	12,42	2,35	1,7
3,00	26,4	37,8	12,60	50,4	10,54	12,42	2,35	1,8
2,99	56,6	17,6	5,88	23,5	10,54	12,42	2,35	1,8
5,00	5,5	200,0	40,00	240,0	11,19	12,91	2,68	0,2
5,00	25,8	46,3	9,25	55,5	11,19	12,91	2,68	0,2
4,98	57,0	19,4	3,89	23,3	11,19	12,91	2,68	0,2

T A B L A 3-13

$X_0 = 0,90 \text{ gr/l}$

R	θ	F_A	F_0	F_T	Y_0	Y	X	ERROR(%)
1,00	5,3	125,0	125,00	250,0	3,27	3,60	0,588	2,5
1,02	22,5	30,2	29,60	59,8	3,27	3,60	0,588	1,4
1,01	32,5	20,6	20,30	40,9	3,27	3,60	0,588	2,0
3,02	4,9	201,0	66,60	267,6	7,19	8,33	0,540	3,5
3,00	27,1	36,9	12,30	49,1	7,19	8,33	0,540	3,9
2,99	53,0	18,8	6,28	25,1	7,19	8,33	0,540	4,2
5,00	5,6	197,0	39,40	236,4	8,82	10,21	0,621	0,2
5,01	23,3	47,6	9,50	57,1	8,82	10,21	0,621	0,3
4,97	60,2	18,4	3,70	22,1	8,82	10,21	0,621	0,1

T A B L A 3-14

$X_O = 0,35 \text{ gr/l}$

R	θ	F_A	F_O	F_T	Y_O	Y	X	ERROR(%)
1,00	4,8	138,00	138,00	276,0	1,27	1,27	0,350	---
1,01	22,3	30,00	29,60	59,6	1,27	1,27	0,350	---
1,00	31,5	21,15	21,05	42,2	1,27	1,27	0,350	---
2,98	5,3	188,00	63,00	251,0	3,27	3,60	0,245	1,9
3,01	25,7	38,80	12,90	51,7	3,27	3,60	0,245	1,5
3,00	49,4	20,20	6,74	26,9	3,27	3,60	0,245	1,6
5,02	5,6	199,00	39,60	238,6	5,06	5,42	0,280	2,3
5,00	26,2	42,30	8,46	50,7	5,06	5,42	0,280	2,8
4,98	62,9	17,60	3,53	21,1	5,06	5,42	0,280	3,2

T A B L A 3-15

X_o	R	Y_o	Y	Y^*	ϵ
3,02	1	9,07	10,30	11,35	53,7
3,02	3	10,54	12,42	12,42	72,0
3,02	5	11,19	12,91	13,35	79,6
0,90	1	3,27	3,60	4,10	39,3
0,90	3	7,19	8,33	8,90	67,0
0,90	5	8,82	10,21	10,35	90,8
0,35	1	1,27	1,27	1,60	0,0
0,35	3	3,27	3,60	4,00	44,5
0,35	5	5,06	5,42	5,50	81,8

T A B L A 3-16

SERIE	R	F_A	F_o	F_T
1	10,08	23,2	2,30	25,5
2	20,00	24,0	1,20	25,2
3	30,00	24,6	0,82	25,4

T A B L A 3-17

R	10	20	30
	5,0	5,0	5,0
0	20,0	20,2	20,0
	50,0	50,6	50,1

T A B L A 3-18

X ₀	θ	Y	X	ERROR (%)	Y	X	ERROR (%)	Y	X	ERROR (%)
3,00	5	7,35	2,27	1,0	11,11	2,47	3,3	11,44	2,63	1,1
3,00	20	7,35	2,27	1,0	11,76	2,42	0,4	13,07	2,58	2,1
3,00	50	7,35	2,27	1,0	11,76	2,42	0,4	13,07	2,58	2,1
1,20	5	4,08	0,800	1,8	6,93	0,828	3,1	7,12	0,936	2,8
1,20	20	4,08	0,800	1,8	7,19	0,850	2,6	8,58	0,923	2,5
1,20	50	4,08	0,800	1,8	7,19	0,850	2,6	8,58	0,923	2,5
0,90	5	2,61	0,654	1,9	2,37	0,784	3,0	6,70	0,686	0,9
0,90	20	2,61	0,654	1,9	5,15	0,654	2,0	7,52	0,662	1,8
0,90	50	2,61	0,654	1,9	5,15	0,654	2,0	7,52	0,662	1,8
SERIE		1		2		3				

T A B L A 3-19

X	Y	Y	ERROR (Z)	Y	X	ERROR (Z)	Y	X	ERROR (Z)	
0,00	5	1,54	0,441	1,3	2,98	0,445	1,2	4,71	0,436	1,6
0,60	20	1,72	0,425	0,3	3,42	0,425	0,5	5,23	0,425	1,2
0,60	50	1,72	0,425	0,3	3,42	0,425	0,5	5,23	0,425	1,2
0,35	5	1,09	0,245	2,8	1,83	0,261	2,2	1,96	0,286	0,4
0,35	20	1,24	0,228	1,1	2,35	0,245	2,7	3,59	0,233	0,8
0,35	50	1,24	0,228	1,1	2,35	0,245	2,7	3,59	0,233	0,8
0,15	5	0,30	0,119	1,1	0,63	0,116	1,9	1,02	0,108	1,7
0,15	20	0,39	0,119	0,3	0,78	0,111	0,5	1,17	0,111	0,4
0,15	50	0,39	0,111	0,3	0,78	0,111	0,5	1,17	0,111	0,4
SERIE										
										1
										2
										3

T A B L A 3-20

$$Y = m \cdot R$$

X_o	m
0,15	0,040
0,35	0,117
0,60	0,176
0,90	0,256

$$m = 0,30 X_o$$

$$Y = 0,30 \cdot X_o \cdot R$$

T A B L A 3-21

Θ	13,3	13,5	13,3	13,4	13,5	13,2	13,1	13,4	13,4	13,3	13,1	13,6	13,3	13,6	13,3	13,3	13,7	13,3	13,3	12,5
	6,65	6,75	6,65	6,7	6,75	6,6	6,55	6,7	6,7	6,65	6,55	6,8	6,65	6,8	6,65	6,75	6,85	6,65	6,65	6,75
R	5,01	10,02	15,01	20,0	5,05	10,0	15,14	20,19	5,05	10,0	14,99	20,09	5,03	10,05	15,00	20,00	4,97	10,00	15,00	20,00
F _A	185,0	199,5	208,0	210,0	183,0	195,0	212,0	212,0	184,0	202	212,0	207,0	185,0	197,0	209,0	208,0	180,0	202,0	209,0	208,0
F _O	36,0	19,9	13,85	10,5	36,2	19,5	14,0	10,5	36,4	20,2	14,14	10,3	36,8	19,6	13,9	10,4	36,2	20,2	13,4	10,4
F _T	221,9	219,4	221,8	220,5	219,2	224,5	226,0	220,5	220,4	222,2	226,14	217,3	221,8	216,6	222,9	218,4	216,2	222,2	222,9	218,4
X_0	3,00			0,90			0,60			0,35			0,15							

T A B L A 3-22

X_0	Y	X	ERROR (Z)	Y	X	ERROR (Z)	Y	X	ERROR (Z)	Y	X	ERROR (Z)	Y	X	ERROR (Z)
3,00	6,54	1,70	0,3	10,13	1,99	0,3	11,93	2,19	2,8	13,15	2,33	1,8			
0,90	1,80	0,531	2,4	3,34	0,547	2,3	5,06	0,555	0,2	6,70	0,572	1,5			
0,60	1,22	0,351	4,4	2,37	0,367	0,0	3,51	0,367	1,0	4,66	0,375	1,3			
0,35	0,947	0,163	0,4	1,66	0,179	3,4	2,45	0,188	0,0	3,26	0,192	2,5			
0,15	0,392	0,072	0,6	0,751	0,076	2,2	0,996	0,085	1,7	1,34	0,085	2,5			
R	5			10			15			20					

T A B L A 3-23

Y_R	X_R	M_Y	M_X
21,57	14,38	0,22	0,22
54,92	35,30	0,56	0,54
92,19	60,14	0,94	0,92
183,40	122,90	1,87	1,88

Y_R = Concentración de H_2SO_4 en g/l.

X_R = Concentración de Zn en g/l.

M_Y = Concentración de H_2SO_4 en moles/l.

M_X = Concentración de Zn en moles/l.

T A B L A 3-24

θ	Y_R	X_R	CONVERSION (%)
0	0,00	13,40	0,00
15	16,02	12,69	13,3
30	33,66	10,62	28,0
45	52,30	8,98	43,6
60	70,3	7,51	59,3
75	89,5	5,88	74,6
90	107,2	4,41	89,3
120	115,2	3,75	95,8
240	119,9	3,43	99,9
600	119,9	3,43	99,9

$Y_{RO} = 180,0$ g/l de H_2SO_4

$X_{R0} = 13,4$ g/l de Zn

Relación de trabajo. (Fase orgánica/Fase acuosa) = 12.

T A B L A 4-1

MEZCLADORES-SEDIMENTADORES: $F_O \cdot \theta = 0,01 \text{ m}^3$, $F_O = 1,2 \text{ m}^3/\text{h}$

R	$F_A (\text{m}^3/\text{h})$	$V_M (\text{m}^3)$	$V_T (\text{m}^3)$	D(m)	$P_A + P_M (\text{CV})$	$P_B (\text{CV})$	$P_W (\text{CV})$
5	6,0	0,06	0,07	0,42	0,34	0,02	0,43
10	12,0	0,11	0,13	0,52	0,69	0,05	0,89
15	18,0	0,16	0,19	0,59	1,02	0,08	1,32
20	24,0	0,21	0,25	0,64	1,32	0,12	1,73
30	36,0	0,31	0,37	0,73	2,00	0,20	2,64

T A B L A 4-2

MEZCLADORES-SEDIMENTADORES: $F_O \cdot \theta = 0,02 \text{ m}^3$, $F_O = 2,4 \text{ m}^3/\text{h}$

R	$F_A (\text{m}^3/\text{h})$	$V_M (\text{m}^3)$	$V_T (\text{m}^3)$	D(m)	$P_A + P_M (\text{CV})$	$P_B (\text{CV})$	$P_W (\text{CV})$
5	12,0	0,12	0,14	0,53	0,73	0,06	0,95
10	24,0	0,22	0,26	0,65	1,39	0,14	1,84
15	36,0	0,32	0,38	0,74	2,09	0,21	2,76
20	48,0	0,42	0,50	0,81	2,80	0,30	3,72
30	72,0	0,62	0,74	0,92	4,25	0,51	5,71

T A B L A 4-3

MEZCLADORES-SEDIMENTADORES: $F_O \cdot \theta = 0,03 \text{ m}^3$; $F_O = 3,6 \text{ m}^3/\text{h}$

R	$F_A (\text{m}^3/\text{h})$	$V_M (\text{m}^3)$	$V_T (\text{m}^3)$	D(m)	$P_A + P_M (\text{CV})$	$P_B (\text{CV})$	$P_W (\text{CV})$
5	18,0	0,18	0,21	0,61	1,13	0,07	1,44
10	36,0	0,33	0,40	0,75	2,18	0,22	2,88
15	54,0	0,48	0,57	0,85	3,28	0,36	4,37
20	72,0	0,63	0,75	0,93	4,40	0,41	5,77
30	108,0	0,93	1,11	1,06	6,82	0,88	8,03

T A B L A 4-4

MEZCLADORES-SEDIMENTADORES: $F_O \cdot \theta = 0,01 \text{ m}^3$; $F_O = 6,0 \text{ m}^3/\text{h}$

R	$F_A (\text{m}^3/\text{h})$	$V_M (\text{m}^3)$	$V_T (\text{m}^3)$	D(m)	$P_A + P_M (\text{CV})$	$P_B (\text{CV})$	$P_W (\text{CV})$
5	30,0	0,30	0,36	0,73	2,00	0,20	2,64
10	60,0	0,55	0,66	0,89	3,81	0,44	5,10
15	90,0	0,80	0,96	1,00	5,61	0,71	7,58
20	120,0	1,05	1,26	1,10	7,74	1,03	10,50
30	180,0	1,55	1,86	1,25	12,00	1,78	16,50

T A B L A 4-7

MEZCLADORES DE FLUJO HELICOIDAL CON MEZCLA

$F_o \cdot \theta = 0,01 \text{ m} ; F_o = 7,2 \text{ m / h}$

R	$F_A (\text{m}^3/\text{h})$	$V_M (\text{m}^3)$	$P(F_A) (\text{CV})$	$P(F_o) (\text{CV})$	$P_W (\text{CV})$
5	36,0	0,06	3,0	1,0	4,0
10	72,0	0,11	5,0	1,0	6,0
15	108,0	0,21	7,5	1,0	8,5
20	144,0	0,31	10,0	1,0	11,0

T A B L A 4-8

R	$C_E (\text{pts})$	$C_B (\text{pts})$	$C_{A1} (\text{pts})$	ξ
5	18.900	12.200	28.100	0,67
10	28.400	13.500	31.100	0,91
15	40.200	14.300	32.900	1,22
20	52.000	15.600	35.200	1,48

T A B L A 4-9

R	C_E (pts)	C_{A1} (pts)	ξ	C_E (pts)	C_{A1} (pts)	ξ
5	2.000	18.400	0,11	4.500	26.000	0,17
10	4.200	24.900	0,17	8.700	35.300	0,24
15	6.250	30.000	0,21	13.000	42.500	0,31
20	8.180	34.400	0,24	17.600	48.700	0,36
30	12.500	41.800	0,30	27.000	59.200	0,45
$F_{g \cdot \theta}$	0,01			0,02		

T A B L A 4-10

R	C_E (pts)	C_{A1} (pts)	ξ	C_E (pts)	C_{A1} (pts)	ξ
5	6.800	31.900	0,21	12.500	41.200	0,30
10	13.600	43.200	0,32	24.100	55.700	0,43
15	20.600	52.100	0,40	35.800	67.200	0,53
20	27.300	59.600	0,46	49.600	77.000	0,64
30	38.000	72.500	0,52	78.000	93.500	0,83
$F_{O \cdot \theta}$	0,03			0,05		

T A B L A 4-11

R	C _E (pts)	C _B (pts)	C _{A1} (pts)	ξ	C _E (pts)	C _B (pts)	C _{A1} (pts)	ξ
5	5.900	8.150	18.100	0,33	9.500	8.600	19.700	0,48
10	9.440	8.300	19.100	0,50	11.800	9.260	21.200	0,55
15	9.440	8.300	19.100	0,50	16.500	9.800	22.500	0,73
20	11.800	9.260	21.200	0,56	21.300	10.400	23.900	0,89
30	16.500	9.900	22.800	0,73	28.400	13.100	30.100	0,94
∞		0.01				0.02		

T A B L A 4-12

R	C _E (pts)	C _B (pts)	C _{A1} (pts)	ξ	C _E (pts)	C _B (pts)	C _{A1} (pts)	ξ
5	10.600	11.000	27.100	0,42	13.000	11.900	27.300	0,48
10	17.700	11.800	27.100	0,65	22.400	13.000	30.000	0,75
15	22.500	12.500	28.800	0,78	29.600	13.700	31.500	0,94
20	27.200	13.100	30.100	0,90	39.000	14.900	34.200	1,14
30	39.000	14.100	32.400	1,20	75.500	16.500	37.800	2,00
F _{0.6}		0,03				0,05		

T A B L A 4-13

 $X_0 = 5,00 \text{ gr/l}$

R	$1/\epsilon$	$1/\epsilon + \xi$	$C_{T1}(\text{pts})$	$1/\epsilon + \xi$	$C_{T1}(\text{pts})$	$1/\epsilon + \xi$	$C_{T1}(\text{pts})$	$1/\epsilon + \xi$	$C_{T1}(\text{pts})$
5	1,41	1,52	28.000	1,58	41.100	1,62	51.700	1,71	70.500
10	1,21	1,33	30.100	1,45	51.200	1,53	66.100	1,64	91.000
15	1,18	1,39	35.400	1,49	63.300	1,58	82.300	1,71	115.000
20	1,14	1,38	39.200	1,50	73.000	1,60	95.400	1,78	137.000
30	1,13	1,43	47.200	1,58	93.500	1,85	134.000	1,96	183.000
$F_{0.0}$	(m^3)	0,01	0,02	0,03	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05

T A B L A 4-14

 $X_0 = 0,90 \text{ gr/l}$

R	$1/\epsilon$	$1/\epsilon + \xi$	$C_{T1}(\text{pts})$	$1/\epsilon + \xi$	$C_{T1}(\text{pts})$	$1/\epsilon + \xi$	$C_{T1}(\text{pts})$	$1/\epsilon + \xi$	$C_{T1}(\text{pts})$
5	2,39	2,50	46.000	2,67	69.400	2,60	83.000	2,69	111.000
10	2,05	2,20	54.800	2,29	80.800	2,37	102.000	2,48	138.000
15	1,81	2,02	60.600	2,12	90.100	2,21	115.000	2,34	157.000
20	1,71	1,95	67.100	2,07	101.000	2,17	129.000	2,35	181.000
30	1,48	1,78	74.400	1,93	114.000	2,00	156.000	2,31	216.000
$F_{0.0}$	(m^3)	0,01	0,02	0,03	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05

T A B L A 4-15

$X_0 = 0,35 \text{ gr/l}$

R	$1/c$	$1/c + \xi$	$C_{T1}(\text{pts})$	$1/c + \xi$	$C_{T1}(\text{pts})$	$1/c + \xi$	$C_{T1}(\text{pts})$	$1/c + \xi$	$C_{T1}(\text{pts})$
5	1,88	1,99	36.600	2,05	53.300	2,09	66.700	2,18	89.300
10	1,76	1,93	48.100	2,00	70.600	2,08	89.800	2,19	122.000
15	1,53	1,74	52.200	1,84	78.200	1,93	100.600	2,06	138.000
20	1,33	1,57	54.000	1,69	82.300	1,79	106.700	1,97	152.000
30	1,25	1,55	64.800	1,70	100.000	1,77	128.400	2,08	194.000
$F_0 \cdot \theta \text{ (m}^3\text{)}$	0,01			0,02			0,03		
							0,05		

T A B L A 4-16

R	X _o	1/ε	1/ε + ξ	C _{T1} (pts)	1/ε + ξ	C _{T1} (pts)	1/ε + ξ	C _{T1} (pts)	1/ε + ξ	C _{T1} (pts)
10	3,00	1,75	2,25	43.000	2,30	48.900	2,40	65.100	2,50	75.000
20	3,00	1,13	1,69	36.000	2,02	48.300	2,03	61.100	2,27	77.600
30	3,00	1,02	1,75	39.900	1,96	59.000	2,22	71.900	3,02	114.000
*	5 0,90	3,11	3,44	62.300	3,59	70.700	3,53	89.300	3,59	98.000
10	0,90	2,70	3,20	61.200	3,25	69.100	3,35	90.800	3,45	103.000
* 15	0,90	2,25	2,75	52.500	2,98	67.000	3,03	87.300	3,19	100.000
20	0,90	1,90	2,46	52.300	2,79	66.700	2,89	84.300	3,94	194.999
30	0,90	1,41	2,14	48.800	3,08	92.700	2,61	84.600	3,41	129.000
* 5	0,35	3,12	3,45	62.500	3,60	71.000	3,54	89.600	3,60	98.300
10	0,35	2,41	2,91	55.600	2,96	62.900	3,06	83.000	3,16	94.800
* 15	0,35	2,60	3,10	59.200	3,30	75.000	3,38	97.400	3,54	111.000
20	0,35	2,04	2,60	55.300	2,93	70.000	2,94	85.500	3,18	109.000
30	0,35	1,66	2,39	54.500	2,60	78.300	2,86	83.000	3,66	138.000
F _o · θ (m ³)			0.01		0.02		0.03		0.05	

(*) Los valores de la concentración de cinc en la fase orgánica a la salida de la etapa, necesarios para calcular las eficacias, se ha calculado por medio de la ecuación (3-23).

T A B L A 4-17

R	1/ε	1/ε + ξ	C _{T1} (pts)	1/ε	1/ε + ξ	C _{T1} (pts)	1/ε	1/ε + ξ	C _{T1} (pts)
5	1,73	2,40	67.800	2,28	2,95	83.400	1,69	2,36	66.600
10	1,27	2,18	68.400	2,11	3,02	94.200	1,80	2,71	84.600
15	1,10	2,30	76.800	1,76	2,98	98.400	1,63	2,85	94.200
20	1,01	2,49	88.200	1,46	2,94	104.000	1,48	2,98	105.000
X _o		3,00			0,90			0,35	

T A B L A 4-18

R	RAZON DE COSTOS DE ETAPAS				RAZON DE COSTOS DE ETAPAS				X _o
10	0,70	1,05	1,01	1,22	0,48	0,72	0,70	0,84	3,00
20	1,09	1,51	1,56	1,76	1,10	1,52	1,57	1,77	3,00
30	1,18	1,58	1,86	1,60	1,31	1,75	2,06	1,77	3,00
5	0,74	0,98	0,93	1,13	0,57	0,78	0,72	0,87	0,90
10	0,89	1,17	1,12	1,33	0,67	0,89	0,85	1,01	0,90
15	1,15	1,34	1,32	1,56	0,92	1,07	1,06	1,25	0,90
20	1,28	1,51	1,53	1,70	1,14	1,34	1,64	1,49	0,90
30	1,52	1,23	1,84	1,67	1,58	1,28	1,91	1,74	0,90
5	0,59	0,75	0,75	0,91	0,35	0,45	0,45	0,55	0,35
10	0,86	1,12	1,08	1,28	0,63	0,85	0,79	0,93	0,35
15	0,88	1,04	1,03	1,24	0,52	0,61	0,61	0,73	0,35
20	0,98	1,17	1,21	1,39	0,70	0,83	0,86	0,98	0,35
30	1,19	1,28	1,55	1,40	0,89	0,96	1,16	1,05	0,35
F _o · θ	0,01	0,02	0,03	0,05	0,01	0,02	0,03	0,05	

A

B

T A B L A 4-19

R	$\epsilon_{III}/\epsilon_{II}$	$\epsilon_{III}/\epsilon_{II}$	$\epsilon_{III}/\epsilon_{II}$
5	----	0,77	0,60
10	0,69	0,76	0,73
15	----	0,80	0,59
20	1,01	0,89	0,71
30	1,11	1,04	0,75
x_0	3,00	0,90	0,35

T A B L A 4-20

R	$\epsilon_{IV}/\epsilon_{II}$	$\epsilon_{IV}/\epsilon_{II}$	$\epsilon_{IV}/\epsilon_{II}$
5	0,82	1,05	1,11
10	0,95	0,97	0,98
15	1,07	1,03	0,94
20	1,13	1,17	0,98
x_0	3,00	0,90	0,35

T A B L A 4-21

R	RAZON DE COSTOS DE ETAPAS		
5	2,02	3,46	3,66
10	2,50	3,38	3,34
15	2,95	3,81	3,12
20	3,00	4,50	3,02
x_0	3,00	0,90	0,35

T A B L A 6-1

VALORES DE LOS PH DE APARICION DE LAS DIFERENTES ESPECIES QUIMICAS

NUMERO DE LAS ECUACIONES		NUMERO DE LAS ECUACIONES					
		(6-6)	(6-7)	(6-8)	(6-9)	(6-10)	(6-12)
(6-6)	X						
(6-7)	8,20		X				
(6-8)	9,33		11,60	X			
(6-9)	10,25		12,30	13,00	X		
(6-10)	$5,50 \pm \frac{n}{2}$		---	---	$15 \pm \frac{n}{2}$	X	
(6-12)	7,60		8,80	10,20	11,13	---	X

T A B L A 6-2

INTERVALOS DE pH DONDE PRECIPITA EL CINCO PARA DIFERENTES
CONCENTRACIONES DE SULFATO AMONICO

C	X _o	ΔpH
100	5,0	6,95 - 7,15
100	7,0	6,65 - 7,90
100	8,0	6,25 - 7,90
110	5,0	---
110	6,0	7,00 - 7,15
110	7,0	7,00 - 7,35
120	7,0	---
120	8,0	---
120	9,0	7,00 - 7,80
140	5,0	---
140	7,0	---
140	9,0	---

C = Concentración de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ en gr/litro

X_o = Concentración de cinc en gr/litro

T A B L A 6-3

ISOTERMAS DE EQUILIBRIO DE EXTRACCION

Cn = 10,0% Vol , 120 gr/l $(\text{NH}_4)_2 \text{SO}_4$

Y*	X*	Y*	X*	Y*	X*
0,000	0,00	0,00	0,00	0,00	0,000
0,000	0,47	1,36	0,18	1,96	0,040
0,021	0,98	2,86	0,38	2,29	0,061
0,092	2,03	4,25	0,58	4,41	0,090
0,390	3,01	5,23	0,77	6,13	0,130
0,620	3,99	6,45	0,98	7,68	0,250
1,210	4,90	7,84	1,49	9,56	0,370
1,80	5,88	9,31	1,96	10,30	0,490
2,07	6,21	10,70	2,45	11,20	0,700
		11,52	2,97	11,60	0,880
		12,75	3,95	11,93	0,980
		13,24	4,90	12,50	1,260
		13,73	6,05	12,91	1,700
		13,97	6,99	13,15	2,500
				13,40	3,240
				13,40	4,170
pH = 6,0		pH = 6,5		pH = 7,0	

T A B L A 6-4

ISOTERMA DE EQUILIBRIO DE EXTRACCION

Cn = 10,0% Vol, 120 gr/l (NH₄) SO₄

Y*	X*	Y*	X*	Y*	X*
0,00	0,000	0,00	0,000	0,00	0,00
4,12	0,030	2,45	0,045	0,24	0,19
5,88	0,072	2,97	0,077	0,49	0,39
7,35	0,180	3,27	0,200	0,75	0,61
9,31	0,390	4,17	0,450	0,90	0,76
10,38	0,590	5,56	0,980	1,14	0,99
11,28	0,800	7,03	1,960	1,57	1,50
11,77	0,990	7,84	3,140	1,76	1,96
12,34	1,500	8,33	3,920	1,96	2,39
12,66	1,980	8,66	4,900	2,21	2,91
12,91	2,520	8,91	5,800	2,37	3,33
12,91	2,850	9,15	6,780	2,62	3,86
12,91	3,980			2,78	4,99
				2,86	5,88
pH = 7,5		pH = 8,0		pH = 9,0	

T A B L A 6-5

ISOTERMA DE EQUILIBRIO DE EXTRACCION

pH = 7,0, 120 gr/l $(\text{NH}_4)_2 \text{SO}_4$

X*	Y*	Y*	X*
0,00	0,000	0,00	0,000
1,55	0,049	0,89	0,019
3,27	0,100	3,43	0,043
5,88	0,150	5,72	0,098
7,68	0,180	8,99	0,140
10,46	0,280	10,46	0,200
11,93	0,390	12,91	0,310
13,07	0,490	14,87	0,390
14,38	0,590	16,18	0,500
15,03	0,690	17,16	0,600
15,36	0,780	18,47	0,790
15,93	0,900	18,96	1,000
16,18	1,010	19,52	1,290
16,59	1,500	19,61	1,500
16,83	2,030	19,94	1,800
16,99	3,000	20,18	1,980
		20,18	2,960
		20,18	3,990
Cn = 12,5%		Cn = 15,0%	

T A B L A 6-6

ISOTERMAS DE EQUILIBRIO

Y*	X*	Y*	X*	Y*	X*	Y*	X*
0,000	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,033	1,22	2,45	0,54	8,48	0,10	4,49	0,10
0,065	2,45	7,03	1,11	9,80	0,29	4,74	0,30
0,304	5,06	10,62	2,16	9,97	0,40	5,15	0,58
1,010	6,21	13,07	2,91	10,29	0,57	5,39	0,90
3,430	8,50	13,40	4,08	10,86	0,88	5,39	1,87
6,210	14,54	13,40	6,04	11,11	1,28	5,39	2,15
10,780	17,16			11,11	1,60		
pH = 6,0		pH = 7,0		pH = 8,0		pH = 9,0	

TABLA 6-7

N° ELEMENTO	L	V _D	P	V _M	V _E
1	23,8	11,96	58,61	7,46	4,49
2	22,1	11,11	54,21	6,90	4,20
3	22,5	11,31	54,66	6,96	4,39
4	22,1	11,11	55,03	7,01	4,09
5	21,7	10,91	53,35	6,78	4,10
TOTALES	112,2	56,40	275,86	35,11	21,27

T A B L A 6-8

CALIBRADO DE LAS BOMBAS

POSICION	CAUDAL (cc/min)	POSICION	CAUDAL (cc/min)
2,5	3,5	2,5	19,1
5,0	10,5	5,0	23,7
7,5	16,2	7,5	27,6
10,0	21,0	10,0	32,2
15,0	33,0	15,0	42,4
20,0	45,0	20,0	52,0
25,0	57,5	25,0	62,5
30,0	71,0	30,0	74,5
35,0	81,0	35,0	84,5
40,0	90,0	40,0	94,5
45,0	102,0	45,0	103,0
50,0	114,0	50,0	114,0
55,0	126,0	55,0	122,0
60,0	136,0	60,0	131,0
65,0	148,0	65,0	140,0
70,0	162,0	70,0	151,0
75,0	173,0	75,0	161,0
80,0	183,0	80,0	173,0
85,0	196,0	85,0	183,0
90,0	204,0	90,0	193,0
95,0	212,0	95,0	203,0
100,0	224,0	100,0	213,0
FASE ORGANICA		FASE ACUOSA	

T A B L A 6-9

CALIBRADO DE LA MICROBOMBA DE IMPULSION DE LA FASE ORGANICA

POSICION	CAUDAL (cc/min)
1	0,29
2	0,69
3	1,05
4	1,44
5	1,81
6	2,22
7	2,54
8	2,91
9	3,24
10	3,61

NOTACION

EN EL TRABAJO EXPERIMENTAL

C_n	Concentración de ácido nafténico en queroseno. (% en volumen).
F_A	Caudal de fase acuosa. (c.c/min).
F_O	Caudal de fase orgánica (c.c/min).
F_T	Suma de caudales de las fases acuosa y orgánica (c.c/min).
R	Razón de fases.
X	Concentración de cinc en la fase acuosa a la salida de una etapa. (gr/l).
X_o	Concentración de cinc en la fase acuosa a la entrada de una etapa. (gr/l).
x^*, X^*	Concentración de cinc en la fase acuosa de equilibrio (gr/l).
Y	Concentración de cinc en la fase orgánica a la salida de una etapa (gr/l).
Y_o	Concentración de cinc en la fase orgánica a la entrada de una etapa (gr/l).
y^*, Y^*	Concentración de cinc en la fase orgánica de equilibrio (g/l).

ϵ	Eficacia de etapa.
θ	Tiempo de residencia en una etapa. (segundos).

CAPITULO II

L	Flujo volumétrico de la fase densa.
V	Flujo volumétrico de la fase ligera.
x	Concentración de soluto en la fase densa.
y	Concentración de soluto en la fase ligera.

Subíndices

e	Solución fértil a la entrada.
f	Solución agotada final.

m,n	Solución cargada.
m,x	Solución agotada.
s	Solución fértil concentrada final.
tr	Solución cargada que se bifurca.

Indices

(1) Para los procesos de extracción en fase líquida dobles.

ÍNDICE

a	Superficie de la fase dispersa por unidad de volumen.
d	Diámetro de una gota.
k	Coefficiente individual de transferencia de materia.
k'_i	Coefficiente interfacial de transferencia de materia.
k'	Velocidad de transferencia de soluto en reextracción.
r_i	Resistencia de la película a la transferencia de materia.
x_e	Ver capítulo II.
x_s	Ver capítulo II.
x_v	Fracción volumétrica de la fase dispersa.
y_e	Ver capítulo II.
y_s	Ver capítulo II.
D	Coefficiente de reparto.
F	Distribución de tamaño de las gotas.
K	Coefficiente global de transferencia de materia.
K_E	Coefficiente global de transferencia de materia en el extracto.
L	Ver capítulo II.
N	Flujo de soluto.
N_E	Flujo de soluto transferido al extracto.
N_R	Flujo de soluto transferido al refino.
P_v	Energía disipada por unidad de volumen en una etapa.
S	Superficie transversal de una etapa.
V_s	Velocidad relativa entre la fase dispersa y la continua.
X_R	Concentración de cinc a la salida de la etapa en reextracción.
Y_R	Concentración de cinc en la fase orgánica a la salida de una etapa de reextracción.
W	Volumen de una etapa.
W_i	Frecuencia de coalescencia.

α	Conversión.
α_R	Conversión en régimen estacionario.
θ_E	Tiempo de la unidad de transmisión.
ϕ	Propiedades físicas del sistema de extracción.
ω	Frecuencia de oscilación de los tamaños de las gotas.

CAPITULO IV

h	Altura de los líquidos en una etapa de mezcla.
n	Número de etapas.
x_f	Ver capítulo II.
$Y_{m,n}$	Ver capítulo II.
Δy^*	Salto de concentraciones de soluto en la fase orgánica para una etapa ideal.
C_A	Coste anual de los equipos.
C_E	Coste anual de la energía consumida en una etapa.
C_{Al}	Coste de amortización de una etapa real.
C_{Tl}	Coste anual total de una etapa.
C_{UA}	Coste de amortización de una etapa ideal.
D	Diámetro de los equipos.
P_A	Potencia empleada en la agitación.
P_B	Potencia empleada en el bombeo de las fases.
P_M	Potencia empleada en el mezclado de las fases.
P_W	Potencia eléctrica consumida por etapa.
V_M	Volumen de mezcla en una etapa.
V_T	Volumen total de una etapa.

γ	Peso específico.
ϵ_M	Eficacia media de una operación.
ξ	Razón entre los costes de la energía y los de los equipos en una etapa.

CAPITULO VI

n	Número de valencia.
C	Concentración de sulfato amónico.
L	Longitud del usillo en centímetros.
P	Peso del usillo en gramos
V_D	Volumen de etapa ocupado por un usillo en centímetros cúbico
V_E	Volumen efectivo de una etapa de flujo helicoidal en cm^3 .

BIBLIOGRAFIA

1. GENERAL

- ARNOLD D.S., RYLE B.J. y DAVIS J.O.- "Metal refining by solvent extraction of leach slurries". Chem. Engng. Progr. 54, 90, 1958.
- BAILES P.J. y WINWARDDD .- "Progress in liquid-liquid extraction". Trans. Int. Chem. Engrs. 50, 240, 1972.
- ELLIS W.B. y BECKMANN R.B.- "Liquid-Liquid extraction". Ind. Eng. Chem. 57, 103, 1965.
- HABASHI F.- "Principles of extractive metallurgy". Gordon and Breach. New York, 1969.
- HANSON C.- "Recent advances in liquid-liquid extraction". Pergamon Press. Oxford, 1971.
- HARRIS D.K., VASHIST P.N. y BECKMANN R.B.- "Liquid-Liquid extraction". Ind. Eng. Chem. 58, 97, 1966.
- HARTLAND S.- "Countercurrent extraction". Pergamon Press. Oxford, 1970.
- PRATT R.C.- "Countercurrent separation processes". Elsevier Publishing Co. 1967.
- SHERWOOD T.K.- "Absorption and extraction". McGraw-Hill. New York, 1952.
- TREYBAL R.E.- "Extracción en fase líquida". U.T.E.H.A., Méjico, 1968.
- TREYBAL R.E.- "Mass-transfer operation". McGraw-Hill, New York, 1955.
- ZACARIAS M.J. y CAHALAN M.J.- "Solven extraction for metal recovery". Trans. Int. Min. Met. 75, 245, 1966.

2. AGENTE DE EXTRACCION

- FLETCHER A.W. y FLET D.S.- "Equilibrium studies on the solvent extraction of some transition metals with naphthenic acid". J. Appl. Chem. 14, 250, 1964.
- FLETCHER A.W. y WILSON J.C.- "Naphthenic acid as a liquid-liquid extraction reagent for metals". Bulletin of the Inst. of Min. Met. 70, 355, 1961.
- Discusiones. Bulletin of the Inst. of Min. Met. 70, 554, 1962 y 71, 492, 1963.

KLOPFENSTEIN R.K. y ARNOLD D.S.- "Recent developments in solvents extraction technology". J. Metals, 18, 1195, 1966.

3. CONTACTO DE FASES Y VELOCIDAD DE TRANSFERENCIA

La bibliografía que trata las variantes de formas de contacto entre las fases, así como la velocidad de transferencia, con frecuencia se so lapa; no obstante, en este epígrafe se dan por separado, considerando en la clasificación los aspectos que el estudio de la misma puede presen tar como predominante.

- Contacto entre fases

DELZENNE A.- "Modern equipment in liquid-liquid extraction". Ind. Chim. 53, 123, 1966.

GAL-OR B. y WASLO S.- "Hidrodynamics of an ensemble or drops in the pre sence or absence of surfactants". Chem. Engng. Sci., 23, 1431, 1968.

HANSON C.- "Industrial equipment for liquid-liquid extraction". Br. Chem. Engng, 10, 34, 1965.

HOLLAND F.A. y CHAPMAN F.S.- "Liquid mixing and processing in stirred tanks". Reinhold Publishing Co. London, 1966.

JEFFREY G.V. y HAWKSLEY J.L.- "Coalescence of liquid droplets in two-com^o ponent, two-phase-systems". A.I.CH.E. Journal, 11, 418, 1965.

LAITY D.S. y TREYBAL, R.E.- "Desing of liquid-agitation in the absence of air-liquid interface". A.E.CH.E. Journal, 3, 176, 1957.

McCOY B.J. y MADDEN A.J.- "Drop size in stirred liquid-liquid systems vie encapsulation" Chem. Engng. Sci., 88, 416, 1969.

MECKLENBURGH J.C. y HATRLAND S.- "Desing methods for countercurrent flow with backmixing" Che.. Engng. Sci., 24, 1063, 1969,

MEISTER B.J. y SHEELE G.F.- "Prediction of jet length in immiscible li- quid systems". A.I.CH.E. Journal 15, 689, 1969.

MIYANCHI T., MITSURAKE H. y HARASE I.- "Longitudinal dispersion in rota^o ting impeller". A.I.CH.E. Journal, 12, 508, 1966.

OVERCASHIER R.H., KINGSLEY H.A. y OLNEY R.- "Liquid extraction in an agi^o tated vessel". A.I.CH.E. Journal, 2, 529, 1956.

RIETEMAK.- "Segregation in liquid-liquid dispersions and its effect on chemical reactions". Advences in Chem. Engng., 5, 237, 1964.

TREYBAL R.E.- "Mechanically aided liquid extraction". Advences in Chem. Engng., 1, 289, 1956.

UHL V.W. y GRAY J.B.- "Liquid mixing and procesing in stirred tanks". Reinhold Publishing Co. London, 1966.

- Velocidad de transferencia

ANGELO J.B. y LIGHFOOT E.N.- "Mass transfer across mobile interfaces". A.I.CH.E. Journal, 14, 531, 1968.

- GARNER J. y TREYBAL R.E.- "Mass transfer coefficients for solids suspended in agitated liquid". A.I.CH.E. Journal, 6, 289, 1960.
- FRÖSCHKE G. y SCHÜGERL K.- "A new method for measurement of the concentration of the solute at interface of two liquid". Chem. Engng. Sci. 24, 1543, 1969.
- BECK W.J. y KRAMERS H.- "Mass transfer with a change in interfacial area". Chem. Engng. Sci., 16, 909, 1962.
- CHADZHIIEV L. y ELENKOV D.- "On the mechanism of liquid-liquid in turbulent flow field". Chem. Engng. Sci., 2, 955, 1966.
- COULSON J.M. y SKINNER S.I.- "The mechanism of liquid-liquid across stationary and moving interfaces". Chem. Engng. Sci., 1, 197, 1951.
- DOMINGER J.E. y ETEVENS, W.F.- "The dynamic behavior of a packed liquid extraction column". A.I.CH.E. Journal, 14, 591, 1968.
- FLYNN A.W. y TREYBAL R.E.- "Liquid-liquid extraction in continuous-flow agitated extractors". A.I.CH.E. Journal, 3, 342, 1955.
- GARNER F.H., FOORD A. y TAYEBAN M.- "Mass transfer from circulating liquid drops". J. Appl. Chem., 9, 315, 1959.
- HEERTJES P.M. y DENIE L.H.- "The mechanism of mass transfer during formation, release coalescence of drop". Chem. Engng. Sci., 21, 755, 1966.
- HIKSON A.W., DREW T.B. y KNOX K.L.- "The time a transfer unit and agitation number for bath operations involving mass transfer". Chem. Engng. Prog., 50, 592, 1954.
- KLEE A.J. y TREYBAL R.E.- "Rate of rise or fall of liquid drops". A.I. CH.E. Journal 4, 444, 1956.
- LEWIS J.B.- "The mechanism of mass transfer of solutes across liquid-liquid interfaces".
Part. I. "The determination of individual transfer coefficients for binary systems". Chem. Engng. Sci., 3, 248, 1954.
Part. II. "The transfer of organic solutes between solvents and aqueous phases". Chem. Engng. Sci., 3, 260, 1954.
Part. III. "The transfer of uranyl nitrate between solvent and aqueous phases". Chem. Engng. Sci., 8, 295, 1958.
- LICHT W. y CONWAY J.B.- "Mechanism of solute transfer in spray towers". Ind. Engng. Chem., 42, 1151, 1950.
- LINDLAND K.P. y TERJESSEN S.G.- "The effect of a surface-active agent on mass transfer in falling drops extraction". Chem. Engng. Sci., 5, 1, 1956.
- MENSING W. y SCHÜGERL K.- "A new approach to the measurement of the instantaneous exchange rate of the solute on freely suspended single droplets". Chem. Engng. Sci., 23, 802, 1968.
- OLANGER D.R.- "The Handlos-Baron drop extraction model". A.I.CH.E. Journal, 1, 1018, 1966.
- OLDSHUE J.Y. y RUSTON J.H.- "Continuous extraction in a multistage mixer column". Chem. Engng. Prog. 48, 297, 1952.
- PATEL J.M. y WELLEK R.M.- "Handlos and Baron model: Short contact times". A.I.CH.E. Journal 13, 384, 1967.

- PRINTCHARD C.L. y BISWAS S.K.- "Mass transfer from drops in forced convection". Br. Chem. Engng. 12, 879, 1967.
- ROSE P.M. y KINTNER R.C.- "Mass transfer from large oscillating drops". A.I.CH.E. Journal 12, 530, 1966.
- SCHINDLER H.D. y TREYBAL R.E.- "Continuous-phase mass transfer coefficients for liquid extraction in agitated vessels". A.I.CH.E. Journal 14, 790, 1968.
- SHERJEN H.V. y KINTNER R.C.- "The fall of single liquid drop through water". A.I.CH.E. Journal 1, 42, 1955.
- SMITH S.- "The use of reflux in solvent extraction". Br. Chem. Engng. 12, 1361, 1967.
- TREYBAL R.E.- "Estimation of the stage efficiency of single agitated vessel used in mixer settler extractor". A.I.CH.E. Journal 4, 202, 1958.
- ZANKER A.- "Nomograph for determining extraction efficiency". Chem. Engng. 24, 32, 1969.

4. ESTUDIO ECONOMICO

- ARIES R.S. y NEWTON R.D.- "Chemical engineering economics". McGraw-Hill B. Co. New York, 1955.
- ARIS R., RUDD D.F. y AMUNDSON N.R.- "On optimum cross-current extraction". Chem. Engng. Sci., 12, 81, 1960.
- CHILTON C.H.- "Cost engineering in the process industries". McGraw-Hill B. Co. New York, 1960.
- PETERS M.S.- "Plant design and economics for chemical engineers". McGraw-Hill B. Co. New York, 1958.
- SCHWEYER H.E.- "Process engineering economic". McGraw-Hill B. Co. New York, 1955.
- TREYBAL R.E.- "The economic design of mixer-settler extractors". A.I. CH.E. Journal, 5, 474, 1959.
- VIAN ORTUÑO, A.- "El pronóstico económico en química industrial". Ed. Alhambra. Madrid, 1969.
- ZIMMERMAN O.T.- "Chemical engineering cost". Ind. Res. Serv. D., New Hampshire, 1950.

5. EQUILIBRIO ENTRE FASES LIQUIDAS

- JOY D.S. y KYLE B.S.- "Calculation of ternary liquid-liquid equilibria". A.I.CH.E. Journal, 15, 298, 1969.
- REGIFE J.M.- "Recuperación de cobre por extracción con disolventes". 2ª Asamblea General. CENIM. Madrid, 1969.
- SPALDING W.M.- "Determination of tie lines liquid systems". Br. Chem. Engng. 15, 62, 1970.

6. ANALISIS QUIMICO

CHARLOT G.- "Les méthodes de la chimie analytique". "Analyse quantitative minérale". Masson et Cie. Paris, 1966.

FURMAN N.H.- "Scott's standard methods of chemical analysis". Van Nostrand. New York, 1963.

TREADWELL F.P. y HALL W.T.- "Análisis cuantitativo". Ed. Marín, 1949.